



Jonathan Manuel Ferreira de Babo

Engenheiro eletrotécnico

Estudo de viabilidade da valorização de resíduos da cultura do arroz por co-pirólise e co-gasificação para a produção de energia renovável

Dissertação para obtenção do Grau de Mestre em
Energias Renováveis, Conversão Eléctrica e Utilização Sustentável

Orientador: Doutor Nuno Lapa, FCT-UNL

Co-orientadores: Doutor Mário Ventim Neves, FCT-UNL

Júri:

Presidente: Doutora Anabela G. Pronto, FCT-UNL

Arguente: Doutora Maria Filomena Pinto, LNEG

Vogal: Doutor Nuno Lapa, FCT-UNL



FACULDADE DE
CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
UNIVERSIDADE NOVA DE LISBOA

Novembro, 2015

Esta página foi deixada propositadamente em branco

Estudo de viabilidade da valorização de resíduos da cultura do arroz por pirólise e gasificação para a produção de energia renovável

Copyright © Jonathan Manuel Ferreira de Babo, Faculdade de Ciências e Tecnologia, Universidade Nova de Lisboa.

A Faculdade de Ciências e Tecnologia e a Universidade Nova de Lisboa têm o direito, perpétuo e sem limites geográficos, de arquivar e publicar esta dissertação através de exemplares impressos reproduzidos em papel ou de forma digital, ou por qualquer outro meio conhecido ou que venha a ser inventado, e de a divulgar através de repositórios científicos e de admitir a sua cópia e distribuição com objetivos educacionais ou de investigação, não comerciais, desde que seja dado crédito ao autor e editor.

Esta página foi deixada propositadamente em branco

Aos meus pais

Esta página foi deixada propositadamente em branco

Agradecimentos

Especialmente agradeço ao Professor Nuno Lapa, professor auxiliar da UNL/FCT, pela oportunidade oferecida para a realização desta dissertação e pela ótima tutoria, pelo grande apoio prestado e pela paciência demonstrada.

À Doutora Filomena Pinto e ao Doutor Miguel Miranda pelo apoio oferecido com a informação técnica e com o seu trabalho realizado no LNEG.

Ao Professor Ventim Neves, professor auxiliar da UNL/FCT, pela chance oferecida para a realização deste mestrado numa das melhores universidades de Portugal, por ter acreditado nas minhas capacidades e sempre ter-me apoiado.

Aos meus pais, pela enorme oportunidade de estender a minha formação como profissional, pelo apoio incondicional que sempre têm demonstrado, pelo sacrifício realizado ao longo destes dois anos de mestrado (emocionalmente e economicamente), muito obrigado por todo.

Aos meus amigos, da Universidade Simón Bolívar e do núcleo do NAFAS, que apoiaram-me ao longo deste caminho, deram-me as forças necessárias para superar os obstáculos e sempre estiveram para me ajudar quando os necessitava.

Aos meus colegas de mestrado e professores que me transmitiram os seus conhecimentos e me acompanharam ao longo do caminho.

Este trabalho de investigação foi financiado pelo FEDER, através do Programa Operacional Factores de Competitividade COMPETE, e por Fundos Nacionais, através da FCT – Fundação para a Ciência e a Tecnologia, que apoiaram o projeto PTDC/AAG - REC/3477/2012 - RICE-VALOR – “Energetic valorisation of wastes obtained during rice production in Portugal” (FCOMP-01-0124-FEDER-027827), um projeto apoiado por FCT/MTCES, QREN, COMPETE e FEDER.

Esta página foi deixada propositadamente em branco

Anualmente, milhares de toneladas de resíduos agrícolas são gerados no mundo, sendo a cultura do arroz uma das que mais contribui para a sua produção, especialmente com casca e palha de arroz, além dos plásticos gerados nas etapas de colheita, transporte e transformação do produto. Tradicionalmente estes resíduos são descartados ou aproveitados através de vias pouco eficientes, com consequências negativas para o ambiente. Múltiplas tecnologias têm sido estudadas e desenvolvidas para assim transformar estes resíduos em produtos de interesse: (i) gasificação, (ii) combustão e (iii) pirólise. Na presente dissertação foi avaliada a viabilidade da construção duma central de valorização de resíduos da cultura de arroz, em Portugal, através das tecnologias de co-gasificação e co-pirólise. Considerou-se que o gás de síntese, gerado na co-gasificação, é utilizado para produzir energia elétrica, e que o bio-óleo, gerado na co-pirólise, é utilizado para produzir energia elétrica ou para ser vendido a uma refinaria. A avaliação foi realizada com base no capital total de investimento, nos custos de operação e na renda gerada pela venda (i) de energia elétrica ou (ii) do bio-óleo. Com os indicadores económicos analisados, conclui-se que em Portugal nenhuma das duas tecnologias é viável, principalmente devido (i) às reduzidas quantidades de resíduos originados pela cultura de arroz neste país e (ii) aos elevados custos de transporte da matéria-prima. Caso fosse feito o aproveitamento da quantidade total de plásticos provenientes do fluxo agrícola português ($4\,782\text{ t.ano}^{-1}$), a construção duma central de co-pirólise seria rentável, obtendo-se uma taxa interna de rentabilidade de 69% para a venda de energia elétrica e 23,5% para venda de bio-óleo.

Palavras-chave: Avaliação técnico-económica, Biomassa, Co-gasificação, Co-pirólise, Arroz.

Esta página foi deixada propositadamente em branco

Each year, a significant amount of farming residues is generated around the world, with rice being one of the crops that contribute the most to this process. Rice residues are constituted mainly by rice husk and straw, and all plastic sacks involved during the process of harvest, transportation and transformation of the product. Traditionally, these residues are discarded or used inefficiently, which conveys negatives consequence for the environment. In recent years, multiple technologies have been studied and developed with the aim to transform these residues into reusable products. Some examples of these mechanisms include: (i) gasification, (ii) combustion, and (iii) pyrolysis. This dissertation encompasses and studies the viability of the construction of a central station built to appraise rice crop residues in Portugal by implementing co-gasification and co-pyrolysis technologies. It was taken into account that the syngas from the co-gasification process is used to produce electrical power, and bio-diesel from the co-pyrolysis process, is used to be sold to a refinery or to produce electrical power. Therefore, the study includes the total capital investments, total operating costs, and revenues derived from (i) the energy sales and (ii) the bio-diesel sales. After an economic evaluation using financial indicators, it has been concluded that in Portugal none of the technologies are viable due to (i) limited quantities of rice's residues and (ii) the high price of raw material's transportation. However, in the hypothetical case that all the plastic generated by the farming industry in Portugal (4782 t.year⁻¹) could be employed in this process, the construction of a central station will be profitable project, obtaining an Internal Rate of Return (IRR) of 69% in energy sales or 23.5% in bio-diesel sales.

Keywords: Techno-economic evaluation, Biomass, Co-gasification, Co-pyrolysis, Rice.

Esta página foi deixada propositadamente em branco

Índice

1. Introdução	1
1.1 Apresentação e organização da dissertação.....	1
1.2 Objetivo principal.....	1
1.3 Objetivos secundários.....	2
1.4 Contribuições originais	2
1.5 Enquadramento.....	2
1.6 O arroz em Portugal.....	4
2. Revisão da Literatura	7
2.1 Resíduos do processamento do arroz.....	7
2.2 Pirólise	9
2.2.1 Configuração dos reatores	10
2.2.2 Ciclone	12
2.2.3 Condensador de vapores para produção do bio-óleo	13
2.3 Gasificação	13
2.3.1 Configuração dos reatores	14
2.3.2 Agentes oxidantes	16
2.3.3 Métodos de tratamento do gás de síntese	16
2.4 Análise Económica.....	17
2.4.1 Principais indicadores económicos	18
2.4.2 Etapas da análise dos custos de uma central de valorização energética de biomassa ..	19
3. Metodologia.....	23
3.1 Localização da central	23
3.2 Seleção dos reatores de co-pirólise e co-gasificação	25
3.2.1 Pirólise	26
3.2.2 Gasificação	28
3.3 Estudo tecno-económico para a tecnologia de co-pirólise e co-gasificação	31
3.3.1 Estudo tecno-económico: Co-gasificação	31
3.3.2 Estudo tecno-económico: Co-pirólise.....	37
4. Resultados e Discussão.....	43
4.1 Avaliação técnico-económica de uma central de co-gasificação	43
4.2 Avaliação técnico-económica de uma central de co-pirólise.....	55
5. Conclusões e recomendações.....	61

Esta página foi deixada propositadamente em branco

Índice de tabelas

Tabela 1.1 Quantidades totais e destinos finais dos diferentes resíduos da cultura e processamento do arroz	4
Tabela 2.1 Composição da CA e PA	8
Tabela 2.2 Tipos de agentes oxidantes, suas vantagens e desvantagens	16
Tabela 2.3 Contaminantes presentes no gás de síntese e danos respectivos	17
Tabela 2.4 Principais métodos de tratamento do gás de síntese	17
Tabela 3.1 Vantagens e desvantagens de diferentes tipos de reatores de pirólise	27
Tabela 3.2 Vantagens e desvantagens de diferentes tipos de reatores de gasificação.....	29
Tabela 3.3 Avaliação de custos dos equipamentos de uma central de gasificação de biomassa e resíduos de biomassa	33
Tabela 3.4 Avaliação de custos para ductos, trabalhos elétricos e trabalhos de construção civil e similares	34
Tabela 3.5 Componentes que geram o CTI de uma central de biomassa e resíduos de biomassa por gasificação	35
Tabela 3.6 Custos de aquisição e transporte de CA, PA e PI	36
Tabela 3.7 Relação potência das máquinas vs potência total da central	39
Tabela 4.1 Dados de referência da central de co-gasificação (cenário 0).....	44
Tabela 4.2 Tarifário médio mensal e média parcial de venda de energia elétrica em Portugal, relativamente aos primeiros 7 meses de 2015	44
Tabela 4.3 Dados de referência da central de co-pirólise.....	56

Esta página foi deixada propositadamente em branco

Índice de figuras

Figura 1.1 Reator descontínuo de pirólise utilizado no laboratório do LNEG-Unidade de Bioenergia ...	5
Figura 1.2 Sistema de gasificação em leito fluidizado borbulhante utilizado no laboratório do LNEG-Unidade de Bioenergia	5
Figura 2.4 Processo de pirólise com reator de leito fluidizado	10
Figura 2.5 Processo de fluidização no interior de um reator de leito fluidizado	10
Figura 2.6 Esquema simplificado do processo PyRos	11
Figura 2.7 Princípio de funcionamento do reator de cone rotativo	12
Figura 2.8 Equipamento de condensação para o processo de pirólise	14
Figura 2.9 Reatores de leito fixo ascendente (a) e descendente (b)	14
Figura 2.10 Reatores de leito fluidizado borbulhante (a) e circulante (b)	15
Figura 3.1 Principais áreas de arrozais em Portugal	24
Figura 3.2 Temperatura do ar, em Santarém, no período 1981-2010	25
Figura 3.3 Diagrama simplificado de processo para o estudo tecno-económico da central de valorização de biomassa por pirólise	37
Figura 4.1 Capital total investido (CTI) em função da potência elétrica instalada (WNE), relativamente ao cenário 0	45
Figura 4.2 Custos totais de operação (CTO) em função da potência elétrica instalada (WNE), relativamente ao cenário 0	46
Figura 4.3 Quantidades de matérias-primas (PA, CA) necessárias e em falta para diferentes potências elétricas instaladas na central de gasificação, relativamente ao cenário 0 (M = Fluxo de resíduos fornecidos ao reator de co-gasificação)	47
Figura 4.4 Fluxo de resíduos fornecidos ao reator de co-gasificação (M) em função da potência elétrica instalada (WNE), relativamente ao cenário 0	47
Figura 4.5 Valor atualizado líquido (VAL) em função da potência elétrica instalada (WNE), relativamente ao cenário 0	48
Figura 4.6 Valor atualizado líquido (VAL) em função da potência elétrica instalada (WNE), relativamente ao cenário 1	49
Figura 4.7 Capital total investido (CTI) em função da potência elétrica instalada (WNE), relativamente ao cenário 2	51

Figura 4.8 Custos totais de operação (CTO) em função da potência elétrica instalada (WNE), relativamente ao cenário 2	51
Figura 4.9 Quantidades de matérias-primas (PA, CA e PI) em falta para diferentes potências elétricas instaladas na central de co-gasificação, relativamente ao cenário 2 (M = Fluxo de resíduos fornecidos ao reator de co-gasificação)	52
Figura 4.10 Valor atualizado líquido (VAL) em função da potência elétrica instalada (WNE), relativamente ao cenário 1	52
Figura 4.11 Custos totais de operação (CTO) em função da potência elétrica instalada (WNE), relativamente ao cenário 3	53
Figura 4.12 Valor atualizado líquido (VAL) em função da potência elétrica instalada (WNE), relativamente ao cenário 3	54
Figura 4.13 Valor atualizado líquido (VAL) em função da potência elétrica instalada (WNE), relativamente ao cenário ideal	55
Figura 4.14 Capital total investido (CTI) em função da quantidade de plástico disponível (PI), relativamente ao cenário geração de energia elétrica	57
Figura 4.15 Custos totais de operação (CTI) em função da quantidade de plástico disponível (PI), relativamente ao cenário geração de energia elétrica	57
Figura 4.16 Valor atualizado líquido (VAL) em função da quantidade de plástico disponível (PI), relativamente ao cenário geração de energia elétrica	58
Figura 4.17 Capital total investido (CTI) em função da quantidade de plástico disponível (PI), relativamente ao cenário venda do bio-óleo	59
Figura 4.18 Custos totais de operação (CTI) em função da quantidade de plástico disponível (PI), relativamente ao cenário venda do bio-óleo	59
Figura 4.19 Valor atualizado líquido (VAL) em função da quantidade de plástico disponível (PI), relativamente ao cenário venda do bio-óleo	59

Listas de abreviaturas, siglas e símbolos

AD	Custos de deposição de cinzas
AT	Custos de transporte de cinzas
B_p	Bio-óleo produzido durante um ano
CA	Casca de arroz
C_{AD}	Taxa de deposição de cinzas
C_{AT}	Custo específico de transporte de cinzas
CD	Custos totais diretos
CF_t	<i>Cash-flow</i> do ano <i>t</i>
CI	Custos totais indiretos
CIRVER	Centro Integrado de Recuperação, Valorização e Eliminação de Resíduos
C_p	Ordenado médio por empregado
CT_a	Custos totais referentes ao armazenamento do bio-óleo
CT_{ce}	Custos totais referentes à conexão com a rede elétrica
CT_g	Custos totais referentes à área de geração
CTI	Capital total investido
CTO	Custos totais de operação
CT_{og}	Custos operacionais da área de geração
CT_{op}	Custos totais operacionais da área de pirólise
CT_p	Custos totais referentes a área de pirólise
CT_t	Custo total do transporte do bio-óleo
EP	Tarifário da venda de energia
E_{th,aux}	Energia térmica contida no diesel
E_{th,conv}	Energia térmica contida no bio-óleo
F_d	Fluxo do diesel fornecido ao motor de geração
F_L	Fluxo de saída do bio-óleo produzido no reator de pirólise
F_m	Fluxo de matéria-prima fornecido ao reator de pirólise
f_m'	Fator de modulação
f_p	Fator de perdas
HHV	<i>Higher Heating Value</i>
i	Taxa de atualização (rentabilidade mínima exigida pelos investidores)
I&G	Custos gerais
IRC	Impostos sobre rendimentos
L	Custos laborais de operação
LHV	<i>Low Heating Value</i>
LNEG	Laboratório Nacional de Energia e Geologia
Lr	Distância entre a central de valorização dos resíduos da cultura e processamento do arroz e a indústria petroquímica
M	Fluxo de resíduos fornecidos ao reator de co-gasificação
M_A	Taxa do fluxo de cinzas em percentagem de M
MAN	Custos de manutenção
M_{G/CC}	Fluxo de resíduos de entrada (kg.h ⁻¹)
M_{HRSG}	Fluxo de vapor produzido pelo gerador a vapor
N	Tempo de vida útil do projeto
n	Número total anual de empregados ativos
nm	Número total de máquinas
OH	Horas de operação da central de valorização dos resíduos da cultura e processamento do arroz
OMIE	Operador de Mercado Ibérico de Energia
PA	Palha de arroz
P_A	Parcela ambiental

PB	Custos de compra da matéria-prima
PE	Custo de compra do equipamento
P_F	Parcela fixa
P_g	Potência gerada pela central de valorização dos resíduos da cultura e processamento do arroz
PI	Plásticos
P_i	Consumo elétrico interno da central de valorização dos resíduos da cultura e processamento do arroz
P_i'	Consumo elétrico interno das áreas de pré-tratamento e pirólise
PL	Polietileno
P_{net}	Potência fornecida à rede elétrica
PR	Período de retorno do capital investido
P_v	Parcela variável
Rb	Receita bruta
R_g	Rendimento da central de gasificação
RICEVALOR	Projeto nacional intitulado <i>Energetic valorization of wastes obtained during the rice production in Portugal</i> , financiado pela Fundação para a Ciência e a Tecnologia
R_p	Rendimento da central de pirólise
RPS	<i>Rotational Particle Separator</i>
TB	Custos de transporte da matéria-prima
TB_o	Tarifário de venda do bio-óleo
TIR	Taxa interna de rentabilidade
VAL	Valor atualizado líquido
W_{ANE}	Energia disponível para a venda
W_{GT}	Potência da turbina a gás
W_{NE}	Energia elétrica produzida
W_{ST}	Potência gerada pelo ciclo de vapor
Z	Coeficiente de tecnologia
η_e	Rendimento de conversão de energia da central de co-gasificação
η_g	Rendimento elétrico bruto

1. Introdução

1.1 Apresentação e organização da dissertação

A presente dissertação pretende ser um contributo para o desenvolvimento das tecnologias de conversão térmica de biomassa proveniente da colheita e processamento do arroz em Portugal, sendo parte do projeto PTDC/AAG – REC/3477/2012 – RICEVALOR – *Energetic valorization of wastes obtained during the rice production in Portugal*, financiado pela FCT/MTCES, pelo Programa QREN, pelo Programa COMPETE e pelo Programa FEDER.

A dissertação encontra-se dividida em 5 capítulos, iniciando-se pelo capítulo introdutório onde se referem os objetivos principais e secundários do trabalho realizado, bem como alguma informação sobre as tecnologias estudadas.

No segundo capítulo descrevem-se os princípios teóricos da pirólise e da gasificação. Explica-se a importância da realização de um estudo económico a estas tecnologias de valorização térmica e referem-se os respetivos indicadores económicos analisados.

A metodologia seguida para concretizar os objetivos da presente dissertação é referida no terceiro capítulo.

A apresentação e a discussão dos resultados da tese são realizadas no quarto capítulo. São apresentados os diferentes casos de estudo para cada tecnologia e é realizada uma comparação com trabalhos similares disponíveis na bibliografia.

No quinto e último capítulo são apresentadas as conclusões do trabalho, assim como as recomendações para trabalhos futuros.

1.2 Objetivo principal

O objetivo principal da presente dissertação foi o de se avaliar a viabilidade técnica e económica de uma unidade de valorização, por pirólise e por gasificação, dos resíduos produzidos na cultura e processamento do arroz, tendo em vista a produção de energia renovável. Tendo por base este objetivo, serão considerados os principais resíduos produzidos na cultura e processamento do arroz, nomeadamente a palha de arroz (PA), a casca de arroz (CA) e os plásticos (PI) produzidos nos campos agrícolas e nas indústrias de processamento do arroz. No processo de pirólise serão consideradas, como produtos finais, os líquidos e os gases resultantes da degradação térmica na

ausência de oxigénio. Na gasificação será considerada a energia elétrica que poderá ser produzida a partir do gás de síntese gerado nesse processo.

1.3 Objetivos secundários

Para se conseguir atingir o objetivo principal foram definidos os seguintes objetivos secundários:

1. Identificação e quantificação dos principais resíduos da cultura e processamento do arroz;
2. Identificação da melhor tecnologia de pirólise para a realização da co-pirólise dos resíduos do arroz. Identificação dos principais produtos obtidos e suas possíveis aplicações;
3. Identificação da melhor tecnologia de gasificação para a realização da co-gasificação dos resíduos do arroz. Identificação dos principais produtos obtidos e das suas possíveis aplicações;
4. Identificação e justificação de um local para a implementação da unidade de valorização energética dos resíduos do arroz;
5. Estudo económico da viabilidade dos projetos.

1.4 Contribuições originais

De acordo com o conhecimento do autor é a primeira vez que é realizado um estudo técnico-económico de uma unidade de pirólise e de uma unidade de gasificação para a valorização energética dos resíduos do cultivo e processamento do arroz em Portugal.

De acordo com o conhecimento do autor é a primeira vez que se considera a valorização conjunta dos resíduos produzidos num setor agrícola, pois habitualmente é apenas considerado um dos tipos de resíduos produzidos num setor de atividades. Daí que tenha sido avaliada a co-gasificação e a co-pirólise dos resíduos do setor do arroz, em vez apenas de se ter considerado a gasificação e a pirólise de um dos resíduos produzidos nesse setor.

Este é um dos primeiros estudos em que se avalia dois processos termo-químicos distintos, nomeadamente a co-pirólise e a co-gasificação, pois os estudos que se encontram publicados debruçam-se, normalmente, sobre um tipo de tecnologia, sendo raros os estudos comparativos de diferentes tecnologias de conversão termo-química de resíduos.

1.5 Enquadramento

As principais centrais geradoras de energia (eletricidade, vapor e calor) no mundo são abastecidas por petróleo, gás natural e carvão. Em Portugal, relativamente ao ano 2009, 76,1% da energia primária provinha dos três combustíveis mencionados [1]. Os seus elevados custos monetários e ambientais, além da limitação da sua disponibilidade temporal, têm originado a criação de novas formas de se obter combustíveis mais económicos e com um menor impacto ambiental, comparativamente aos combustíveis fósseis. Tem-se estudado e criado várias tecnologias de conversão de energia a partir de fontes renováveis, entre as quais se encontram a energia eólica,

solar térmica, solar fotovoltaica, energia a partir da biomassa, geotermia, energia das ondas e marés, entre outras. Desta maneira, Portugal investiu e aumentou a percentagem da energia renovável instalada, tendo-se atingido, no ano de 2013, 29,2% da energia total consumida no país. Houve, assim, um aumento de 5,5%, relativamente ao ano 2012, na geração de energia elétrica a partir de energias renováveis [1].

Destes 29,2% de energia consumida proveniente das energias renováveis, o contributo de cada uma foi o seguinte: biomassa – 48%; hidroeletricidade – 23%; eólica – 20%; biocombustíveis – 6%; outras energias renováveis – 3% [1].

Entre as tecnologias de energias renováveis encontram-se as que têm como objetivo produzir energia com base na biomassa. As tecnologias de conversão da biomassa procuram transformar material orgânico, de origem biológica e com um poder energético relativamente elevado, em combustíveis sólidos, líquidos ou gasosos úteis para a economia.

Existem diferentes tipos de biomassa com diferentes origens: resíduos de origem biológica provenientes da agricultura, da exploração florestal e de indústrias afins, bem como a fração biodegradável dos resíduos industriais e urbanos [2].

Em países agrícolas, os resíduos deste setor são normalmente produzidos em quantitativos elevados. O milho é a maior cultura cerealífera no mundo, seguida do arroz. O arroz tornou-se um alimento básico para aproximadamente metade da população humana mundial [3].

Em média, 2870 calorias diárias foram consumidas, por pessoa, no ano de 2011, a nível mundial; 45% dessas calorias estão relacionadas com o consumo de grãos, dos quais 19% são provenientes do consumo de arroz [4]. Definitivamente, o arroz (*Oryza sativa* L.) encontra-se posicionado entre os 5 primeiros alimentos mais consumidos mundialmente, o que faz com que seja apelativo o estudo da valorização dos resíduos gerados durante a sua produção e processamento.

No que se refere ao estudo do aproveitamento dos principais resíduos da cultura do arroz, a maioria dos estudos encontram-se direcionados para a obtenção de combustíveis líquidos ou gasosos, com um valor energético interessante [3,5,6]. Estes resíduos, já mencionados anteriormente, são maioritariamente os seguintes: CA; PA; plásticos de embalagens de produtos fitossanitários, adubos e fertilizantes; plásticos do produto final. Para se transformar estes resíduos em combustíveis utilizam-se uma série de tecnologias, entre as quais se encontram a gasificação e a pirólise. Quando se realizam misturas destes resíduos como matérias-primas de partida, estas tecnologias são designadas por co-gasificação e co-pirólise, respetivamente.

De acordo com Bridgwater & Peacock [7], pelo menos 15 países tinham projetos de produção de combustível líquido, no ano de 1998, com a tecnologia de pirólise. Entre estes encontravam-se a China, os EUA, Portugal, Espanha, Tailândia, entre outros.

No âmbito da produção de combustível por gasificação de biomassa proveniente do arroz, no ano de 2006 existiam pelo menos 4 países, no continente asiático, com centrais de gasificação deste tipo de biomassa para produção de eletricidade, nomeadamente a China, a Tailândia, a Indonésia e o Laos [3].

1.6 O arroz em Portugal

Como parte do projeto RICEVALOR, foi elaborado um estudo sobre as barreiras e oportunidades técnico-económicas associadas à valorização dos resíduos da produção e processamento do arroz [8]. Carvalho [8] afirma neste trabalho que o arroz é o terceiro cereal mais produzido em Portugal, com uma quantidade de 148 673 toneladas, para o ano 2006, e tendo ultrapassado as 180 000 toneladas no ano 2012, isto sem ter em conta as quase 80 000 toneladas importadas para satisfazer a procura [8].

As elevadas quantidades de arroz produzidas e importadas geram quantidades consideráveis de diferentes resíduos, que podem ser valorizados energeticamente. Pode-se observar na Tabela 1.1 a quantificação de alguns desses resíduos assim como os seus destinos finais mais comuns.

Tabela 1.1 Quantidades totais e destinos finais dos diferentes resíduos da cultura e processamento do arroz [8]

Resíduos	Quantidade (t.ano ⁻¹)	Destino final
PA	13677	Queima ou incorporação no solo
CA	18500	Aviários ou ração animal
Cartão	86	Reciclagem
Plásticos fitossanitários e plásticos de adubos e fertilizantes	0,1	Sistema Valorfito
Plásticos de embalagens de arroz	238	Reciclagem

Portugal parece ser um forte candidato ao aproveitamento dos resíduos provenientes da cultura e processamento do arroz, tendo em vista a sua transformação em combustíveis, seja para a venda desses combustíveis a refinarias, seja para a sua transformação direta em energia elétrica.

Este potencial levou o Laboratório Nacional de Energia e Geologia (LNEG) a estudar o processo de co-pirólise e co-gasificação da CA e dos resíduos de plástico. No artigo elaborado por Costa et al. [9] demonstra-se que para se obter líquidos valiosos com características de combustíveis, através da tecnologia de co-pirólise num reator descontínuo (Figura 1.1), é necessário misturar-se a matéria-prima na seguinte relação: 20% CA e 80% polietileno (PI). Definiram-se as seguintes condições experimentais como as que originaram os melhores resultados: temperatura de reação igual a 430 °C, pressão inicial de 0.2 MPa e um tempo de reação igual a 10 minutos. Sob estas condições, conseguiu-se atingir um rendimento em líquidos de 65-73% (m/m) e um LHV (*Low Heating Value*) entre 39 – 40 MJ.kg⁻¹.



Figura 1.1 Reator descontínuo de pirólise utilizado no laboratório do LNEG-Unidade de Bioenergia

André et al. [10] demonstraram que uma mistura de 80% CA e 20% PI permite obter gás de síntese (*syngas*) através da tecnologia de co-gasificação, num reator de leito fluidizado borbulhante (Figura 1.2 e Figura 1.3). As condições laboratoriais que permitiram obter os rendimentos mais elevados do gás, com o poder calorífico (HHV – *Higher Heating Value*) mais elevado ($9\text{-}12 \text{ MJ.kg}^{-1}$) e com quantidades aceitáveis de alcatrão, foram as seguintes: temperatura de reação de 850°C , razão equivalente de ar de 0.2 e vapor como agente de gasificação. A utilização de oxigénio e vapor pode ser recomendada quando o gás produzido é utilizado diretamente como combustível, já que se aumenta o seu HHV. Para esta situação, aconselha-se o tratamento do gás com um catalisador de gás quente, de modo a diminuir-se o conteúdo de alcatrão [10].



Figura 1.2 Sistema de gasificação em leito fluidizado borbulhante utilizado no laboratório do LNEG-Unidade de Bioenergia

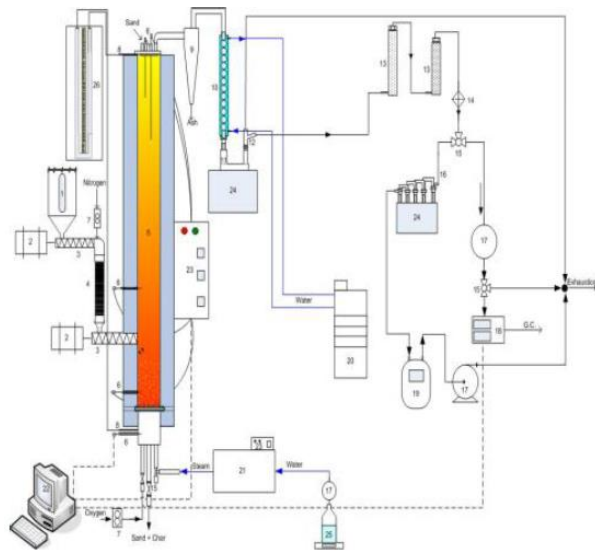


Figura 1.3 Diagrama do sistema de co-gasificação por leito fluidizado borbulhante [10]

2. Revisão da Literatura

2.1 Resíduos do processamento do arroz

A biomassa é uma fonte de energia renovável, armazenável e transportável, derivada diretamente de matéria viva [2].

Nas Figura 2.1 e Figura 2.2 apresentam-se a CA e PA, utilizadas como base à presente dissertação.



Figura 2.1 Amostra de CA



Figura 2.2 Amostra de PA

Os plásticos são produzidos a partir de derivados do petróleo e são compostos principalmente por hidrocarbonetos, mas também contêm aditivos, tais como antioxidantes, corantes e outros estabilizadores. No entanto, quando os produtos de plástico são utilizados e eliminados como resíduos, estes aditivos são indesejáveis do ponto de vista ambiental. Os plásticos mais comuns são o polietileno, o polipropileno, o poliestireno, o policloreto de vinilo e o politereftalato de etileno [8].

Na Figura 2.3 apresenta-se uma amostra do PI utilizado nas atividades laboratoriais do LNEG.



Figura 2.3 Amostra de PI

- *Características das matérias-primas (CA, PA e PI)*

É importante conhecer-se as propriedades químicas destas matérias-primas alternativas, bem como dos produtos finais do processamento térmico deste tipo de materiais, de modo a avaliar-se a semelhança das suas características comparativamente aos combustíveis fósseis já existentes no mercado.

Lim *et al.* [3] afirmam a biomassa proveniente do arroz, nomeadamente CA e PA, possuem uma série de propriedades que as tornam interessantes como matérias-primas para a produção de bio-óleos ou de bio-etanol (Tabela 2.1).

Tabela 2.1 Composição da CA e PA [3]

Biomassa	PA (%)	CA (%)
Hemicelulose	35,7	28,6
Celulose	32,0	28,6
Lenhina	22,3	24,4
Matéria extratável	10,0	18,4

Outro dos fatores a considerar nestas biomassas, com vista à sua possível utilização como combustíveis, é o poder calorífico, já que este indica a quantidade de energia contida num combustível. De acordo com Lim *et al.* [3], o poder calorífico superior (HHV) da CA e PA é de 15,84 e 15,09 MJ.kg⁻¹ respetivamente, o que é razoável para um resíduo agrícola, já que estes tipos de resíduos possuem habitualmente um HHV entre os 15 e 17 MJ.kg⁻¹.

No conjunto dos resíduos da cultura do arroz é também necessário considerar-se os plásticos (PI) que são originados no processo de cultivo e processamento do cereal.

Al-Salem *et al.* [11] indicam que este material é uma excelente matéria-prima para a produção de combustíveis gasosos, líquidos e sólidos, devido a uma série de características físicas e químicas, de entre as quais se destaca um HHV muito elevado, entre os 43,3 e 46,5 MJ.kg⁻¹.

- *Avaliação global sumária*

Os elevados valores de HHV destas biomassas e do plástico permitem pressupor que este tipo de matérias-primas, CA, PA e PI, são uma boa escolha para serem submetidos a co-pirólise e co-gasificação.

- *Pré-tratamento da biomassa*

Diversos tipos de biomassa têm que ser submetidos a pré-tratamentos com o objetivo de se minimizar os custos de transporte das matérias-primas e de produção dos combustíveis finais e, sobretudo, de melhorar a qualidade dos produtos finais da pirólise e da gasificação [3].

Para se diminuir os custos de transporte e ao mesmo tempo reduzir os custos energéticos do processo, é recomendável reduzir-se a dimensão das partículas, para um valor de ± 2 mm, e secar-se até um teor de humidade inferior a 10% (m/m) [12]. É também recomendável um pré-tratamento que permita reduzir os teores elevados de metais alcalinos encontrado na CA e PA, como por exemplo a lavagem da biomassa, embora estes sejam habitualmente dispendiosos e gerem sub-produtos que necessitam de tratamentos complementares, o que aumenta o custo global do processo [3].

2.2 Pirólise

Tiilikkala *et al.* [13] definem o processo de pirólise como sendo a conversão térmica de um material na ausência de oxigénio, a uma temperatura de cerca de 500 °C. A pirólise de biomassa gera três produtos principais: bio-óleo, carbonizado (fração sólida – *char*, na terminologia inglesa) e gás [12]. O bio-óleo é o produto principal desta tecnologia, em especial quando a tecnologia utilizada é do tipo pirólise lenta (*slow pyrolysis*). Os outros dois produtos (gás e carbonizado) são reutilizados no processo com o objetivo de diminuir o seu consumo energético.

Um sistema de pirólise consiste num conjunto de operações integradas em série [7], sendo a primeira a preparação da matéria-prima e a última a extração do bio-óleo. Ao longo dos anos têm-se estudado diferentes tipos de reatores para se aumentar o rendimento da produção do bio-óleo. É possível identificar-se, na bibliografia, um mínimo de catorze tipos de reatores, sendo os mais estudados os seguintes: leito fluidizado, em vácuo, cone rotativo, leito circulante e ablativo [12].

Bridgwater *et al.* [7] definem o leito fluidizado como o principal reator utilizado no processo de pirólise da biomassa (Figura 2.4). Na Figura 2.4 identificam-se as cinco etapas que constituem a tecnologia de leito fluidizado. Existe uma secção de pré-tratamento da biomassa onde esta é seca e estilhada. Após esta fase procede-se à alimentação do reator com caudal controlado. No reator ocorre a conversão térmica da biomassa nas frações anteriormente referidas. Na saída do reator encontra-se um ciclone que tem como principal função a separação da fração sólida (carbonizados – *char*) da corrente de gases e vapores. Na última fase, a corrente de gases e vapores é condensada para se separar a fração líquida (bio-óleos) da corrente gasosa. Os gases e os carbonizados são utilizados no aquecimento do reator. Uma parte dos gases pode também ser usada como agente de fluidização, através da sua injeção no reator.

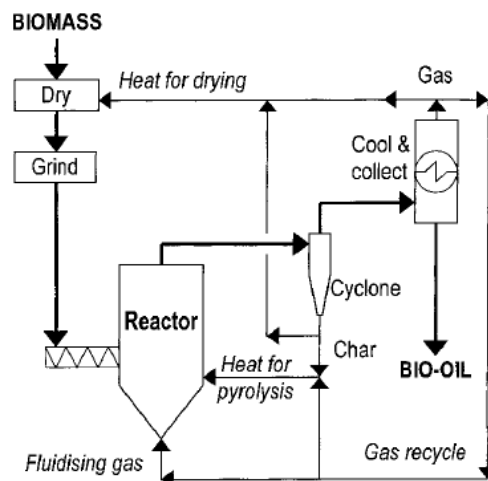


Figura 2.4 Processo de pirólise com reator de leito fluidizado [7]

2.2.1 Configuração dos reatores

Tal como se indicou anteriormente, existe uma grande variedade de reatores de pirólise, tendo como fator comum a tentativa de se atingir uma elevada transferência de calor, um controlo moderado da temperatura e um rápido arrefecimento dos vapores de pirólise [7]. De seguida descrevem-se os reatores mais estudados.

- *Reator de leito fluidizado borbulhante*

Floger *et al.* [14] explicam que a fluidização acontece quando pequenas partículas sólidas são suspensas através de um agente (fluido) com propulsão ascendente. A velocidade do agente de fluidização é importante já que tem que ser suficiente para suspender as partículas, mas sem as remover do reator [12]. Num reator de leito fluidizado, o material fluidizado é quase sempre um sólido, enquanto que o meio de fluidização, na maioria das situações, é um gás [14].

Na Figura 2.5 pode-se observar uma imagem do processo de fluidização de pequenas partículas num reator [14].

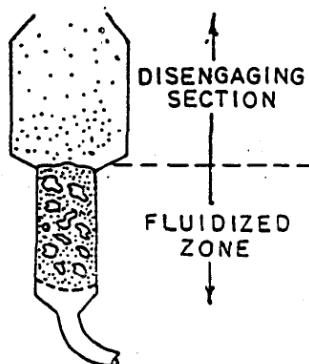


Figura 2.5 Processo de fluidização no interior de um reator de leito fluidizado [14]

O reator de leito fluidizado é bastante interessante para a pirólise de biomassa, uma vez que possui uma boa transferência de calor e consequentemente temperaturas de funcionamento constantes [14].

- *Reator de leito fluidizado circulante*

Um reator de leito fluidizado circulante cumpre exatamente o mesmo princípio de funcionamento do reator de leito fluidizado borbulhante. Kunii *et al.* [15] explicam que a maior diferença existente entre os dois processos é que no reator de leito fluidizado circulante as partículas do leito são fluidizadas a uma velocidade muito mais elevada, sendo removidas pela parte superior. As partículas e o gás são, em seguida, recolhidos num ciclone e reintroduzidos no reator.

- *PyRos*

Este reator inovador, criado por Bramer *et al.* [16], apresenta um reator ciclónico com um separador de partículas rotativo (RPS – *Rotational Particle Separator*) localizado no interior do reator (Figura 2.6). Este equipamento permite realizar o processo de pirólise rápida a uma temperatura elevada e a de limpeza do gás, para assim se produzir bio-óleo livre de partículas.

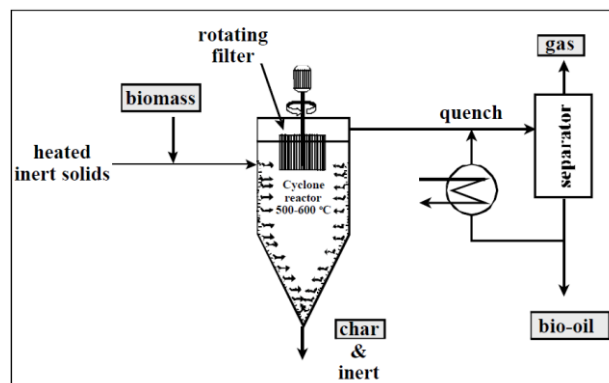


Figura 2.6 Esquema simplificado do processo PyRos [16]

O RPS, segundo Bramer *et al.* [16], consiste num pré-separador ciclónico para partículas de maior dimensão e um filtro rotativo para a separação de micropartículas. O núcleo do RPS é um filtro rotativo, formado por um longo número de pequenos canais axiais, que rodam como um só corpo, em torno de um eixo central. As partículas sólidas e líquidas presentes no gás que atravessa os canais são centrifugadas através das paredes colectoras do RPS.

Este tipo de reator apresenta o seguinte conjunto de benefícios [16]:

1. Alta capacidade de transferência de calor para as partículas de biomassa;
2. Tempo de residência do gás inferior a 1 segundo;
3. Reator compacto e de baixo custo.

- *Cone rotativo*

Este tipo de reatores tem sido estudado na sua maioria por universidades holandesas. Janse *et al.* [17] referem que estes reatores utilizam a força centrífuga e a transferência de calor entre um material transportador (areia) e a biomassa injetada para gerar três principais produtos: gases não condensáveis, bio-óleo e carbonizados. Na Figura 2.7 pode-se visualizar como, devido à força centrífuga, as partículas do combustível movem-se em espiral ao longo das paredes do reator [17].

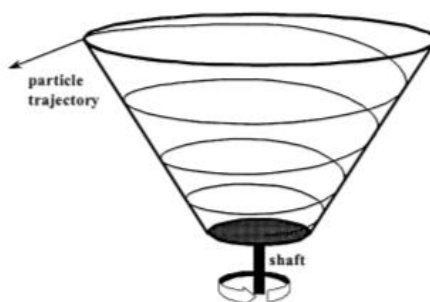


Figura 2.7 Princípio de funcionamento do reator de cone rotativo [17]

A implementação deste tipo de reator traz consigo uma série de vantagens, sendo que a mais notável é a ausência de um gás transportador no processo de pirólise. Outras vantagens são a sua grande capacidade do processamento de biomassa e a sua compacidade.

Entre as desvantagens, pode-se referir a necessidade da constante reciclagem do material transportador (areia), o pré-processamento da biomassa em tamanhos muito reduzidos e o consumo energético extra pela necessidade da existência de um motor que gere a rotação do reator [17].

- *Reator ablativo*

Este tipo de reator utiliza a pressão e o rápido movimento da biomassa contra as superfícies quentes para conseguir extrair uma fina camada de óleo que depois será evaporada pelas altas temperaturas de operação. Para se atingir a conversão química neste tipo de reatores é necessário utilizar-se partículas de biomassa com dimensão superior a 2 mm, elevadas temperaturas de operação e uma grande superfície de transferência de calor. Uma das principais diferenças deste tipo de tecnologia comparativamente aos reatores fluidizados é a ausência de um gás transportador para a execução do processo [12].

2.2.2 Ciclone

O ciclone é um dos principais elementos no sistema de pirólise. A sua principal função é a de separar as partículas sólidas existentes no gás proveniente do reator, utilizando a força centrífuga dos gases e vapores, com o objetivo de melhorar a qualidade e estabilidade do bio-óleo que será

produzido após a condensação dos vapores. A maioria dos contaminantes do bio-óleo são cinzas e carbonizados [16].

Um dos fatores fundamentais a ter em consideração no desenho de um ciclone é o tempo que os gases e vapores permanecem no seu interior, porque afeta diretamente a qualidade do bio-óleo. Quanto maior for o tempo entre a saída do reator e a condensação dos vapores, isto é quanto maior for o tempo de permanência no ciclone, maior será a probabilidade da temperatura do gás diminuir para valores inferiores a 350 °C e assim surgirem reações secundárias, originando instabilidade no bio-óleo [7].

2.2.3 Condensador de vapores para produção do bio-óleo

O equipamento de condensação e recolha do bio-óleo permite obter o produto final do processo de pirólise. O esquema de funcionamento básico do condensador, descrito por Ji-Lu [6], é apresentado na Figura 2.8. Neste esquema, o gás quente proveniente do ciclone atravessa um permutador, no qual circula água fria. O bio-óleo recolhido no fundo do condensador é recirculado para o topo do mesmo para atravessar uma vez mais a serpentina, conseguindo-se assim separar uma maior quantidade de bio-óleo uma vez que as partículas do bio-óleo recirculado irão funcionar como pontos de condensação.

2.3 Gasificação

Existem diferentes definições deste processo termoquímico. Como exemplo, apresenta-se apenas a definição de Bridgwater [18]; de acordo com este autor, a gasificação pode ser definida como sendo o processo termoquímico que converte matéria rica em carbono, como é o caso da biomassa, num gás transportador de energia (gás de síntese – *syngas*), por meio da oxidação parcial, a elevadas temperaturas.

Durante a oxidação parcial da biomassa são originadas diferentes frações: gás, óleo, alcatrões, cinzas e pequenas partículas carbonizadas [18, 19]. Neste processo, é importante produzir-se um gás com um elevado poder energético e uma composição tal que não cause a deterioração dos equipamentos em que será tratado. Vários fatores determinam a composição do gás, entre eles destacam-se os seguintes: temperatura de operação, tipo de agente oxidante, tempo de reação, tecnologia utilizada no reator e processos de tratamento do gás [19].

Para a produção de um gás de síntese com propriedades químicas adequadas existe uma série de processos que têm que ser realizados durante a gasificação. Estes processos variam de tecnologia para tecnologia, mas em geral a maioria dos processos é comum a todas elas, nomeadamente: pré-tratamento da biomassa, gasificação, tratamento do gás e por último a sua utilização.

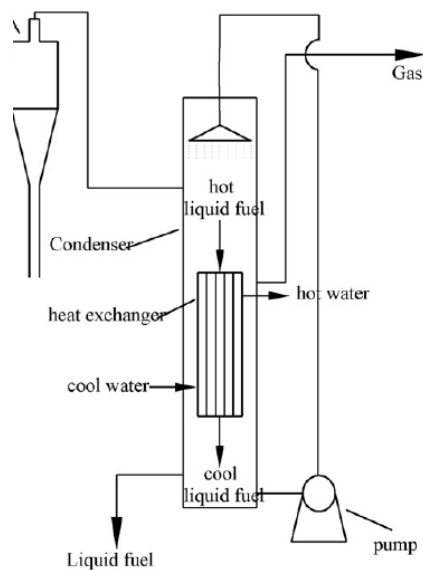


Figura 2.8 Equipamento de condensação para o processo de pirólise [6]

2.3.1 Configuração dos reatores

Existe uma grande variedade de configurações de reatores de gasificação descritos na literatura. De seguida será explicado o processo de funcionamento dos mais estudados na gasificação de carvão e de biomassa: leito fixo (ascendente e descendente), leito fluidizado (circulante e borbulhante).

- *Reator de leito fixo*

Este tipo de reator tem sido o mais utilizado para a gasificação de carvão. Funciona com uma temperatura de operação de cerca de 1000 °C e tem uma classificação dependente do fluxo do agente oxidante: ascendente ou descendente [19]. Na Figura 2.9 apresentam-se os fluxos de entrada e saída de ambos os reatores [20].

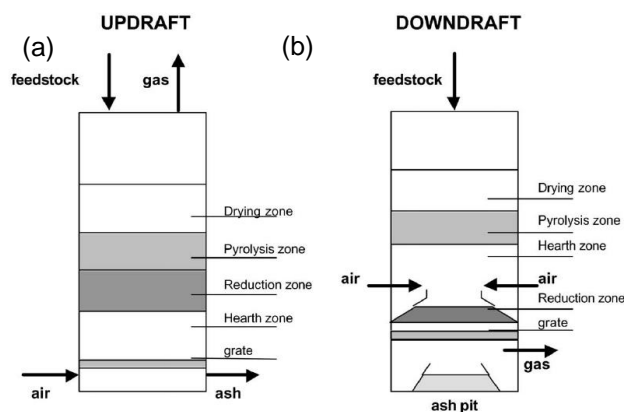


Figura 2.9 Reatores de leito fixo ascendente (a) e descendente (b) [20]

Para os dois tipos de reatores de leito fixo existem as seguintes três zonas principais que originam a criação do gás final: zona de secagem, zona de pirólise e zona de redução. O objetivo da zona de secagem é evaporar a humidade existente na biomassa. O produto passa depois para a zona de pirólise onde são gerados o gás, o alcatrão e o óleo vaporizado e também resíduos sólidos já carbonizados. Por último, na zona de redução ocorre a oxidação parcial dos produtos gerados na zona de pirólise [18].

Na Figura 2.9 (a), a biomassa é introduzida no topo do reator de tipo ascendente, enquanto o agente oxidante, neste caso o ar, é introduzido no fundo do reator. Este tipo de reator produz um gás com um elevado conteúdo de alcatrão. O gás de saída apresenta habitualmente uma baixa temperatura (entre os 200 e 300 °C). Por outro lado, no reator de leito fixo descendente (Figura 2.9b) ocorre praticamente uma situação oposta à do reator anterior: a biomassa e a corrente de ar escoam-se na mesma direção, sendo esta última injetada por cima da grelha que recolhe as cinzas do processo; o gás apresenta um reduzido conteúdo de alcatrão e a sua temperatura é elevada (900-1000 °C) [19].

- *Reator de leito fluidizado*

O seu princípio de funcionamento é semelhante ao explicado para o reator de leito fluidizado do processo de pirólise. De modo resumido, existe um leito de material sólido que é colocado em movimento pela injeção do agente de fluidização. São reatores sem estratificação já que possuem um leito isotérmico operando a uma temperatura entre os 700 e 900 °C [20]. Dependendo da pressão de injeção do agente de fluidização e do nível de expansão do leito no interior do reator, este recebe a classificação de circulante ou borbulhante (Figura 2.10).

A principal diferença entre as duas configurações do reator de leito fluidizado é que no tipo circulante o material fluidizado é transportado ao longo do reator junto com o gás produzido, isto devido a uma alta velocidade de injeção do agente de fluidização. Devido a este facto, é fundamental a introdução de um ciclone na saída do reator, para assim se separar as cinzas e o material do leito da fração gasosa produzida. O material particulado (material do leito e cinzas) poderá ser reintroduzido no reator. No reator borbulhante, o leito sofre expansão parcial, não sendo removido do reator. Estes reatores produzem um gás com baixo conteúdo de alcatrão [18].

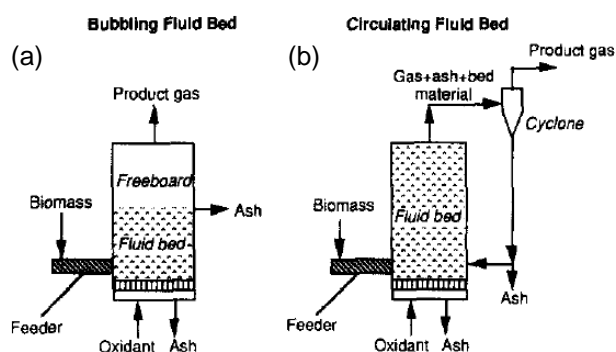


Figura 2.10 Reatores de leito fluidizado borbulhante (a) e circulante (b) [18]

2.3.2 Agentes oxidantes

Um dos principais fatores que influenciam as propriedades químicas do gás de síntese é o agente oxidante utilizado no reator. A sua seleção é assim muito importante, uma vez que poderá influenciar a quantidade de carbono presente no produto final, assim como a percentagem de água, existência de azoto e presença de vários contaminantes [18]. Têm sido estudados diferentes tipos de agentes oxidantes. Contudo, os mais utilizados são o ar, oxigénio, vapor de água e possíveis misturas entre estes. Na Tabela 2.2 identificam-se os principais tipos de agentes oxidantes, assim como as suas vantagens e desvantagens.

Tabela 2.2 Tipos de agentes oxidantes, suas vantagens e desvantagens [18, 19]

Agente oxidante	Vantagens	Desvantagens
Ar	<ul style="list-style-type: none">- Sem custo de produção.- Sem risco na sua utilização.- Apropriado para operação de caldeiras, motores e turbinas.	<ul style="list-style-type: none">- Produz um gás com um valor energético pobre devido ao conteúdo elevado em N₂.- Não é apto para transporte em oleodutos.
Oxigénio	<ul style="list-style-type: none">- Produz um gás com um valor energético elevado.- Apto para distribuição por oleoduto.- Permite a síntese e a conversão do gás em metanol e gasolina.	<ul style="list-style-type: none">- Custo de produção e manutenção elevados.- Existem risco na manipulação.- Necessita de reatores mais complexos e mais caros.
Vapor	<ul style="list-style-type: none">- Produz um gás com um maior valor energético do que o oxigénio.- Melhora a qualidade do gás produzido.- Permite um melhor controlo da temperatura de reação.	<ul style="list-style-type: none">- Necessita de um gerador de vapor para se realizar o processo.- Custo de produção e manutenção elevados.- Reação endotérmica sendo necessário fornecimento de calor para atingir temperaturas elevadas.

2.3.3 Métodos de tratamento do gás de síntese

Como foi referido anteriormente neste trabalho, o gás gerado por meio da gasificação de biomassa apresenta várias impurezas, as quais não são adequadas para os equipamentos onde é realizada a sua conversão energética, bem como para o ambiente. A Tabela 2.3 indica alguns desses contaminantes e os danos respetivos que podem causar.

Com o objetivo de se minimizar ou eliminar os danos originados pelas impurezas no gás de síntese, têm-se desenvolvido diferentes tipos de processos de tratamento (Tabela 2.4).

Tabela 2.3 Contaminantes presentes no gás de síntese e danos respectivos [20]

Contaminante	Origem	Problemas
Partículas	Derivados da matéria mineral, componentes condensados, carbonizados e materiais do leito nos reatores de leito fluidizado.	Causam erosão em equipamentos metálicos e contaminação ambiental.
Metais alcalinos	Estão fundamentalmente presentes nas biomassas florestais e agrícolas. Ocorrem na fase de vapor, especialmente o sódio e o potássio.	Podem causar processos de aglomeração, incrustação e corrosão dos materiais metálicos.
Azoto	Proveniente da biomassa e do ar (quando este é usado como agente de oxidação). Origina a formação de NO_x .	Aumento dos teores de NO_x nos gases resultantes da sua combustão. Cria NH_3 no gás de síntese.
Enxofre e cloro	Estão presentes em diferentes tipos de biomassa. Dão origem à formação de gás de síntese contendo compostos de enxofre e cloro.	Podem originar a formação de SO_2 e HCl nos gases resultantes da combustão do gás de síntese.
Alcatrões	Correspondem a óleos betuminosos, constituídos por uma complexa mistura de hidrocarbonetos e compostos oxigenados, existentes na fase de vapor. São difíceis de remover por condensação.	Causam obstrução de filtros e válvulas e podem causar corrosão das componentes metálicas.

Tabela 2.4 Principais métodos de tratamento do gás de síntese [18]

Contaminante	Método de tratamento
Partículas	Filtração e/ou lavagem do gás.
Metais alcalinos	Arrefecimento, condensação, filtração e adsorção.
Azoto	Co-gasificação da biomassa com outras matérias-primas com menor conteúdo ou sem azoto (por exemplo, plásticos); utilização de um processo de redução catalítica seletiva.
Enxofre e cloro	Absorção ou tratamento com catalisador de dolomite ou cal.
Alcatrões	Utilização do processo de <i>cracking</i> .

2.4 Análise Económica

A análise económica é talvez um dos aspetos mais importantes no estudo de viabilidade de um projeto de engenharia. A construção de uma central de produção de energia a partir de resíduos de biomassa implica um grande investimento inicial que, dependendo do tamanho da central, pode variar entre as dezenas e as centenas de milhões de euros. Os investidores precisam assim de conhecer a rentabilidade do projeto.

Para se avaliar a rentabilidade de um projeto é necessário calcular uma série de indicadores, de entre os quais se destacam os seguintes: Valor Atualizado Líquido (VAL); Taxa Interna de Rentabilidade (TIR); período de retorno do capital investido (PR).

A explicação dos principais indicadores económicos e também as principais etapas e custos de uma central de valorização de biomassa, ou de resíduos de biomassa, são apresentados nas secções seguintes.

2.4.1 Principais indicadores económicos

- Valor Atualizado Líquido (VAL)

Sousa [21] define o VAL como o somatório das vendas e custos de um determinado projeto ao longo da sua vida útil, descontados ao presente com uma taxa de atualização previamente definida. Quanto maior for o VAL de um projeto, mais rentável ele será do ponto de vista económico. Este importante indicador económico é definido matematicamente pela equação (2.1) [22]:

$$VAL = \sum_{t=0}^N \frac{CF_t}{(1+i)^t} \quad (2.1)$$

onde,

VAL = Valor atualizado líquido;

CF_t = *Cash-flow* do ano t (rendimentos – despesas);

i = Taxa de atualização que corresponde à rentabilidade mínima exigida pelos investidores;

N = Tempo de vida útil do projeto de investimento.

Para se conseguir calcular o *cash-flow* do ano t é necessário conhecer-se os rendimentos anuais (receitas obtidas pela venda do produto) e os gastos anuais da central em estudo. Entre os gastos anuais típicos de uma central de energia renovável encontram-se a operação e a manutenção, os impostos, os alugueres, os juros, o investimento de capital próprio, o reembolso correspondente ao empréstimo solicitado, entre outras despesas [22]. Na secção 2.4.2, da presente dissertação, são explicados com maior detalhe as despesas de uma central de valorização energética de biomassa.

- Taxa Interna de Rentabilidade (TIR)

A TIR corresponde ao valor que a taxa de atualização, i , deverá ter para que o projeto tenha um VAL nulo [21]. Com o cálculo deste indicador é possível conhecer-se qual é a taxa de atualização máxima que pode ser exigida pelos investidores para que não ocorram perdas financeiras. A TIR de um projeto pode ser calculada através da equação (2.2) [22]:

$$\sum_{t=0}^N \frac{CF_t}{(1+TIR)^t} = 0 \quad (2.2)$$

As variáveis da equação (2.2) têm os mesmos significados que foram indicados para a equação (2.1).

- Período de Retorno do capital investido (PR)

Como o seu nome indica, este indicador económico permite conhecer o tempo necessário para que seja possível recuperar o capital investido [22]. Significa isto que o PR corresponde ao período de anos no qual a VAL é igual ou superior a 0. Pretende-se que este indicador seja o mais afastado possível da vida útil da central para se obter um maior período de lucro. O PR pode ser calculado através da equação (2.3) [21]:

$$\sum_{t=0}^{PR} \frac{CF_t}{(1+TIR)^t} \geq 0 \quad (2.3)$$

As variáveis da equação (2.3) têm os mesmos significados que foram indicados para as equações (2.1 e (2.2).

2.4.2 Etapas da análise dos custos de uma central de valorização energética de biomassa

Para se conseguir implementar e operar uma central de valorização energética de biomassa é necessário um investimento financeiro elevado, que tem como objetivo a compra e instalação de um grupo de equipamentos que permitem o funcionamento da central, bem como a compra de suprimentos necessários à sua operação, pagamento de mão-de-obra, entre outras despesas [23].

A análise dos custos relacionados com uma central de biomassa, ou de resíduos de biomassa, é dividida, no presente trabalho, em três fases: (i) localização da central, (ii) equipamentos e construção, e (iii) operação e manutenção da central. Descrevem-se seguidamente cada uma destas fases.

- Primeira etapa: Localização da central

Uma série de fatores devem ser estudados no momento de se selecionar o local de implantação da central. A central deve ser localizada de modo a que os custos de produção, incluindo a obtenção de matéria-prima, e distribuição sejam minimizados, mas também é necessário contemplar outros fatores. Na Tabela 2.5 apresentam-se os principais elementos a estudar nos custos de localização [23].

Tabela 2.5 Fatores a estudar no momento de se escolher a localização de uma central de biomassa [23]

Fator	Justificação
Matéria-prima	A proximidade à origem da matéria-prima (biomassa ou resíduos de biomassa) é fundamental para uma central de valorização da biomassa, já que assim se diminuem custos de transporte e armazenamento intermédio, em particular quando são necessárias elevadas quantidades de biomassa.
Mercado para os produtos finais	A localização da central nas proximidades dos possíveis clientes é primordial. No caso do produto ser bio-óleo gerado por pirólise, o custo de instalação dos oleodutos ou o custo do transporte terrestre até uma refinaria são altamente afetados. No caso em que o produto a vender seja energia elétrica, a escolha de um local próximo de uma subestação elétrica primária pode eliminar a necessidade de instalação de quilómetros de linhas de transmissão e, portanto, reduz o capital inicial.
Clima	Humidade em excesso ou temperaturas elevadas e baixas podem ter efeitos económicos negativos na operação da central. A necessidade de se instalar secadores, torres de arrefecimento ou materiais de isolamento aumenta o investimento inicial e os custos de operação.
Facilidade de transporte	O acesso à central é um fator importante a estudar no momento de se escolher a sua localização, pois é determinante definirem-se as vias de entrega da matérias-primas e de escoamento dos produtos.
Abastecimento de água	Os processos industriais relacionados com a produção de energia utilizam uma grande quantidade de água para o arrefecimento, limpeza, geração de vapor, entre outras atividades. Portanto, é importante a localização de uma fonte independente de água perto ao local da central.

De acordo com Peters *et al.* [23], os fatores enunciados na Tabela 2.5 são os principais a serem analisados no momento de se escolher a localização de uma central de tratamento de biomassa, embora outros possam ser avaliados. Os custos de compra e melhoramento do terreno são também importantes aspetos a ter em conta e a incluir no estudo, como por exemplo os custos do metro quadrado do terreno, a sua nivelção e a construção de vedações e vias. Os custos de melhoramento de um terreno estão habitualmente compreendidos entre 2 e 5% do capital total inicial investido.

- Segunda etapa: equipamentos e construção da central

Entre os processos existentes numa central de tratamento de biomassa destacam-se os seguintes: secagem, trituração, reator principal, ciclone, secção de extração e tratamento do material final, secção de transporte e/ou área de produção de energia elétrica [12]. Além dos custos relacionados com a compra de cada equipamento, é necessário incluir-se os custos de instalação, isolamento, instalações elétricas, oleodutos e outros materiais suplementares. O somatório de todos estes custos pode representar até 30% do capital total inicial investido [23].

- Terceira etapa: operação e manutenção da central

Peters *et al.* [23] dividem todas as despesas relacionadas com o processo de produção da central em quatro grandes grupos: (1) gastos gerais, (2) custos de produção, (3) custos fixos e (4) gastos de estrutura. Ao considerar-se estes grupos de despesas nas estimativas de custos é possível conhecer-se o valor financeiro de operação da central no primeiro ano. Estes grupos de despesas incluem os seguintes custos:

- 1) **Gastos gerais** – Dentro dos gastos gerais encontram-se os custos administrativos, financeiros, distribuição e *marketing*, departamento de investigação e desenvolvimento, bem como os impostos da renda bruta da empresa.
- 2) **Custos de produção** – Este grupo de custos está associado diretamente à fabricação do produto final. Nele estão incluídos os custos com as matérias-primas, trabalhos de operação, trabalhos de supervisão e de escritório, serviços públicos, manutenção e reparação de equipamentos, fornecimento de materiais de operação, custos de laboratórios, entre outros.
- 3) **Custos fixos** – São os custos que praticamente permanecem constantes ao longo da vida útil do projeto. Os principais são as amortizações das instalações, impostos, seguros, alugueres, entre outros.
- 4) **Gastos de estrutura** – Estes gastos estão diretamente relacionados com as operações de produção, o que leva a que estes sejam constantes ao longo da vida útil da central, tal como acontece com os custos fixos. As despesas mais comuns são os serviços médicos, engenharia geral, serviços de segurança, manutenção de escritórios e armazéns, serviços de correio, entre outros.

3. Metodologia

Neste capítulo são apresentados os fundamentos que estão na base da localização da central de valorização energética dos resíduos da cultura e processamento do arroz, tipo de reator selecionado para cada tecnologia de tratamento térmico (pirólise e gasificação) e as diferentes opções disponíveis para a venda do produto final: bio-óleo, gás, eletricidade ou a sua possível combinação.

3.1 Localização da central

No território de Portugal continental, as principais áreas de cultivo de arroz (Figura 3.1), encontram-se na zona litoral, em bacias hidrográficas de alguns dos principais rios inteiramente nacionais (Sado e Mondego) ou que atravessam o território nacional (Tejo) [8]. Assim sendo, faz sentido pensar-se numa localização próxima destas áreas orizícolas.

Em Portugal foram criados os centros integrados de recuperação, valorização e eliminação de resíduos (CIRVER), os quais são unidades integradas que conjugam as melhores tecnologias disponíveis a custos comportáveis, permitindo viabilizar uma solução específica para cada tipo de resíduo, de forma a otimizar as condições de tratamento e a minimizar os custos dessa solução [24]. Encontram-se construídos dois CIRVER, ambos localizados no concelho da Chamusca, no distrito de Santarém, designados por SISAV e Ecodeal.

A central de tratamento e valorização dos resíduos originados no cultivo e processamento do arroz pode ser localizada num dos dois CIRVER, conseguindo-se assim cumprir com os cinco principais fatores a estudar no momento de se escolher a localização de uma central de tratamento de resíduos (Tabela 2.5).

Na zona de Lisboa e Vale do Tejo, encontra-se a maior quantidade de entidades produtoras de arroz, com uma área cultivada de quase 30 000 ha, para o ano de 2013 (a maior área cultivada em Portugal, seguida do Alentejo com cerca de 15 000 ha) [8]. Estas áreas de cultivo permitem ter acesso às matéria-primas (PA, CA e PL) que serão processadas na central, a distâncias relativamente curtas. O facto do distrito de Santarém se encontrar na zona central de Portugal e de contar com vias terrestres totalmente aptas para o trânsito de veículos pesados (N118 e N243) faz com que exista facilidade no acesso às instalações do CIRVER.

Os CIRVER do concelho de Chamusca estão localizados numa zona industrial que apresenta infraestruturas para o abastecimento de água (canalizações, bombas, tanques). Estas infraestruturas

poderão ser utilizadas para abastecer de água a central proposta, pelo que não será necessário serem construídas.

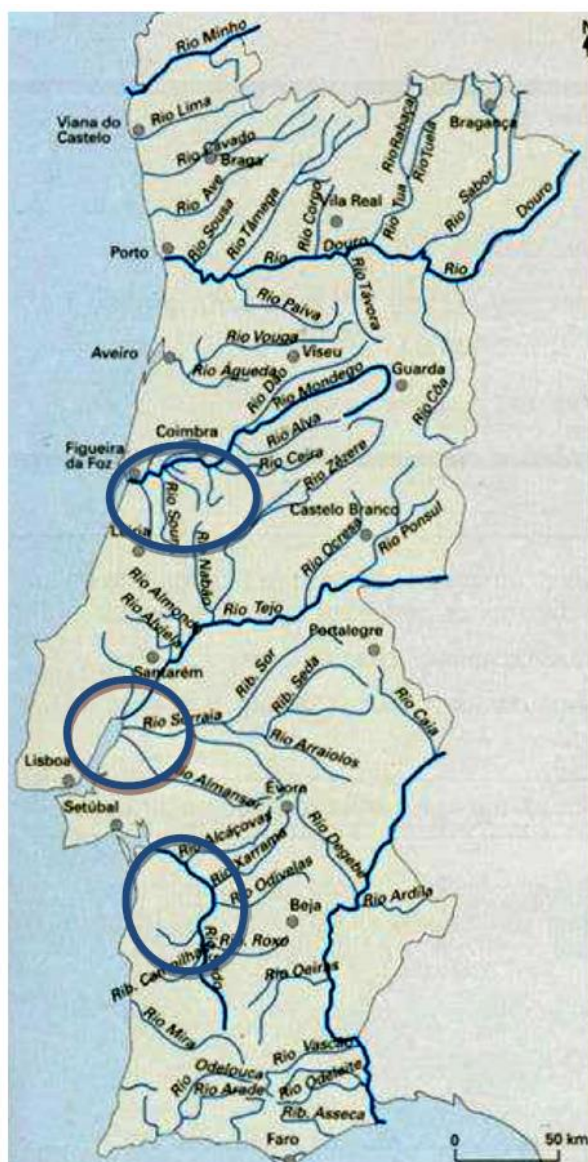


Figura 3.1 Principais áreas de arrozais em Portugal [8]

Outro dos fatores a estudar é o clima, o qual em Portugal é bastante constante ao longo do continente, não atingindo altas ou baixas temperaturas que possam por em perigo a continuidade de operação da central. Isto faz com que praticamente qualquer distrito no continente português seja apto para a instalação da central de valorização dos resíduos da cultura e processamento do arroz. Para o caso do distrito em questão, Santarém, a média das temperaturas médias mensais para o período 1981-2010, atingiu o valor mais elevado de 23,8 °C, para o mês de Agosto, e o valor mais baixo de 10,4 °C, para o mês de Janeiro (Figura 3.2) [25]. Com esta informação é possível concluir-se que o distrito de Santarém apresenta temperaturas estáveis e que não criariam efeitos económicos negativos na operação da central já que não seria necessário a instalação de um sistema de controlo

de temperatura extremamente sofisticado e complexo para assim manter as propriedades físicas da matéria-prima e do produto final.

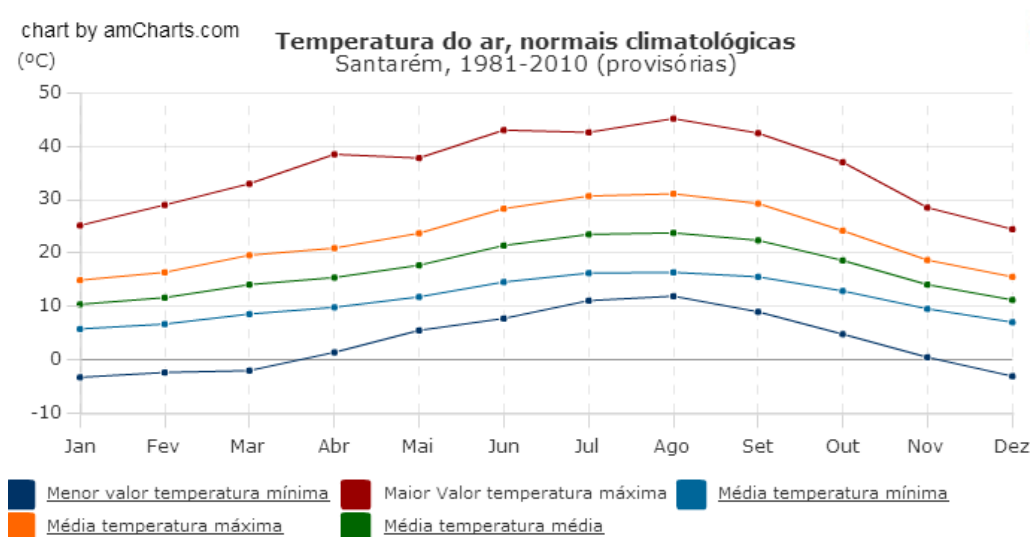


Figura 3.2 Temperatura do ar, em Santarém, no período 1981-2010 [25]

Por último, é importante estudar a proximidade da central ao mercado que poderá adquirir os produtos finais nela produzidos. No concelho de Chamusca existem linhas de 220 kV com uma subestação de transformação localizada perto do concelho [26], o que torna possível a venda de energia elétrica, caso seja este o produto final da central pelo qual se opte. No caso de se concluir que é mais viável produzir e vender bio-óleo, este pode ser transportado em camiões de 60 000 L para o seu destino final: indústria petroquímica localizada em Estarreja (distrito de Aveiro), a cerca de 186 km de distância da Chamusca.

Alem do já mencionado, é importante acrescentar que ao se optar pela implantação da central numa zona industrial já infraestruturada, os custos com a nivelção do terreno e construção de vias diminuem significativamente [23].

3.2 Seleção dos reatores de co-pirólise e co-gasificação

Para a escolha da melhor solução técnica para o tratamento e valorização térmica dos resíduos da cultura e processamento do arroz, é necessário fazer-se uma correta pré-seleção do tipo de reator a utilizar durante os processos de co-pirólise e co-gasificação. Uma boa seleção da tecnologia a utilizar implica a satisfação de um conjunto de critérios, de entre os quais se destacam o aumento do HHV do produto final comparativamente às matérias-primas, a redução do consumo energético do processo e a redução do PR [12, 19].

Nesta análise serão consideradas as tecnologias estudadas no capítulo 2 da presente dissertação.

3.2.1 Pirólise

A Tabela 3.1 apresenta as principais vantagens e desvantagens dos diferentes tipos de reatores de pirólise referidos anteriormente na presente dissertação.

Pode-se concluir que não existe um reator ótimo para transformar a biomassa em bio-óleo, porque todos eles apresentam desvantagens que encarecem o produto final, diminuem a sua qualidade ou tornam complicada a operação do processo. Por exemplo, no caso do reator PyRos, os estudos têm demonstrado uma alta transferência de calor e outras boas propriedades. No entanto, o facto de ser ainda uma tecnologia em estudo, sem nenhuma unidade piloto, faz com que seja arriscado escolher-se esta tecnologia para a central de valorização dos resíduos da cultura e processamento do arroz. Os reatores de cone rotativo e ablativo tendem a apresentar consumos energéticos elevados, o que para matérias-primas com valores de HHV não muito elevados, como é o caso dos resíduos de arroz, pode diminuir a eficiência de conversão energética do processo. Neste contexto, optou-se por se discutir as duas primeiras tecnologias apresentadas na Tabela 3.1 (reatores de leito fluidizado borbulhante e leito fluidizado circulante), por serem as universalmente aceites para biomassa.

A tecnologia de reator de leito fluidizado é uma das mais utilizadas nos estudos publicados por diversos autores [3,5,6]. Heo et al. [5] fizeram um estudo para a CA com esta tecnologia, tendo obtido resultados muito otimistas, com um bio-óleo de boa qualidade. Ji-Lu [6], no seu estudo de transformação da CA em bio-óleo, utilizou um reator de leito fluidizado tendo obtido um bio-óleo apto para a queima imediata numa caldeira ou forno. Por outro lado, se o bio-óleo fosse refinado poderia ser utilizado como combustível para veículos a diesel. Lim et al. [3] demonstram que os reatores de leito fluidizado borbulhante têm sido utilizados para processar pequenas quantidades de biomassa proveniente do arroz, inferiores a 15 t.dia^{-1} , enquanto que os reatores de leito fluidizado circulante têm sido maioritariamente utilizados para transformar elevadas quantidades de biomassa, superiores a 40 t.dia^{-1} .

Produzindo-se em Portugal uma quantidade estimada total de resíduos proveniente da cultura do arroz de $32\,500 \text{ t.ano}^{-1}$ (PA, CA, cartão, PI) e assumindo-se a sua completa utilização na central de tratamento de biomassa, obter-se-ia uma disponibilidade média de $97,6 \text{ t.dia}^{-1}$ (considerando 8 000 horas de operação anual). Este cenário pode ser irrealista, já que nem todos os resíduos poderão ser recolhidos e transportados para a central. Assumiram-se então dois cenários de disponibilidade de resíduos: a) cenário pessimista – em que 50% destes resíduos (CA, PA e PI) serão recolhidos e transportados para a central, pelo que se terá uma disponibilidade de aproximadamente de $48,8 \text{ t.dia}^{-1}$ de matéria-prima; b) cenário otimista – no qual 80% destes resíduos serão recolhidos e transportados para a central, pelo que se terá uma disponibilidade de cerca de $78,1 \text{ t.dia}^{-1}$.

Tabela 3.1 Vantagens e desvantagens de diferentes tipos de reatores de pirólise

Tipo de reator	Vantagens	Desvantagens
Leito fluidizado borbulhante	<ul style="list-style-type: none"> - Processa grandes volumes de combustíveis / biomassas [14]. - É a tecnologia mais estudada e bem conhecida [27]. - É fácil de operar, construir e selar [27]. - Não tem componentes móveis na zona de reação [28]. - Apresenta boas transferências de calor e de material [28]. 	<ul style="list-style-type: none"> - Altamente dependente das propriedades do leito e do meio de fluidização [14]. - Necessidade de pré-processar a biomassa a um tamanho de partículas ≤ 2 mm [12]. - Necessidade de um gás como meio de fluidização [12]. - Sensível a biomassas com elevadas concentrações de metais alcalinos e alcalino-terrosos [28].
Leito fluidizado circulante	<ul style="list-style-type: none"> - As reações de degradação térmica são mais rápidas do que nos reatores de leito fluidizado borbulhante [29]. - Não tem componentes móveis na zona de reação, à exceção do leito [28]. 	<ul style="list-style-type: none"> - Necessidade de substituir ou reintroduzir o leito no reator [15]. - Necessidade de um gás como meio de fluidização [12].
PyRos [16]	<ul style="list-style-type: none"> - Elevada transferência de calor para as partículas de biomassa. - Tempo curto de residência no reator. - Reator compacto, porque tem um ciclone integrado. 	<ul style="list-style-type: none"> - Nova tecnologia, ainda em processo de desenvolvimento. - Maior consumo elétrico devido ao motor do ciclone.
Cone Rotativo [17]	<ul style="list-style-type: none"> - Reator com boa compacidade e elevada capacidade de processamento. - Não precisa de um meio de fluidização. 	<ul style="list-style-type: none"> - Sistema de controlo do reator com complexidade elevada. - É necessário um motor extra para fazer girar o reator. - A biomassa tem que ser introduzida no reator com tamanho reduzido, o que aumenta os custos de preparação da mesma.
Ablativo [12]	<ul style="list-style-type: none"> - A biomassa pode ser introduzida com uma dimensão elevada das partículas. - Não precisa de um meio de fluidização. 	<ul style="list-style-type: none"> - Precisa de uma grande superfície de transferência de calor. - Tem um consumo energético elevado, devido às elevadas temperaturas de operação.

O arroz em Portugal é colhido uma vez por ano (Setembro-Novembro), pelo que apenas nesta altura do ano haverão resíduos de PA. Para garantir a disponibilidade anual desta matéria-prima, esta deverá ser enfardada nos arrozais, após a sua secagem nas condições do campo, e armazenada na infraestrutura de armazenamento da central proposta. No que diz respeito à CA, esta é produzida nas fábricas de processamento do arroz, sendo armazenada seca em silos durante todo o ano, permitindo assim um abastecimento constante.

Estes dados de disponibilidade de biomassa apontam para se escolher o reator de leito fluidizado como a principal tecnologia a estudar para o processo de pirólise de resíduos provenientes da cultura e processamento de arroz em Portugal.

3.2.2 Gasificação

- Tipo de reator

A Tabela 3.2 apresenta as principais vantagens e desvantagens de diferentes tipos de reatores de gasificação, os quais foram apresentados previamente na presente dissertação.

Os reatores de leito fixo ascendente e descendentes são tecnologias simples e económicas que foram muito utilizadas na gasificação de combustíveis fósseis, como o carvão. No entanto, com base na informação apresentada na Tabela 3.2, pode-se afirmar que estes produzem um gás muito contaminado, o que conduz à necessidade de um tratamento intensivo de pós-produção. Além disto, tem também um elevado tempo de permanência da matéria-prima no reator, com uma baixa capacidade de processamento, o que diminui a eficiência do processo.

Os reatores de leito fluidizado, por seu lado, têm sido mais utilizados em estudos de gasificação de biomassa [10, 19, 20]. São processos flexíveis, onde o pré-tratamento da matéria-prima não é tão restritivo; são tecnologias mais fáceis de operar com uma elevada eficiência de conversão da energia presente nos combustíveis (matéria-prima), em energia dos gases à saída do reator [18] e produzem um gás mais limpo do que as tecnologias de leito fixo.

A tecnologia escolhida para realizar o presente estudo é a do leito fluidizado borbulhante, pelas razões explicadas anteriormente e pela facilidade de operação que a diferencia da tecnologia do leito fluidizado circulante, especificamente, a necessidade de substituição / reposição frequente do leito [18].

Tabela 3.2 Vantagens e desvantagens de diferentes tipos de reatores de gasificação

Tipo de reator	Vantagens	Desvantagens
Leito fixo de fluxo ascendente	<ul style="list-style-type: none"> - Processo simples e económico [19]. - Temperatura reduzida do gás de saída ($\approx 250\text{ }^{\circ}\text{C}$) [19]. - Elevada eficiência na conversão de carbono [19]. - Teores reduzidos de poeiras no gás [19]. - Elevada eficiência térmica [19]. - Construção simples e robusta [18]. - Gera reduzidas quantidades de cinzas [18]. - Possibilidade de combustão direta do gás produzido numa caldeira [18]. - Possibilidade de ampliação [18]. 	<ul style="list-style-type: none"> - Produz um gás contaminado com alcatrão [18]. - Elevado tempo de permanência dos sólidos no reator [18]. - Necessidade de descontaminação dos gases destinados a motores [18]. - Necessidade de tamanho muito reduzido da matéria-prima [19]. - Formação potencial de pontes no leito, as quais, quando associadas a zonas de vazio, poderão originar a formação de depósitos. Formação potencial de canais de ar com risco de explosão, devido à formação de depósitos [19].
Leito fixo de fluxo descendente	<ul style="list-style-type: none"> - Simples, confiável e aplicável a diversos tipos de combustíveis [18]. - Construção relativamente simples [18]. - Produz um gás relativamente limpo [18]. - Elevada conversão de carbono [18]. - Gera reduzidas quantidades de cinzas [18]. - Elevada eficiência de conversão da energia presente nos combustíveis em energia dos gases à saída do reator [18]. - Não gera alcatrão como resíduo [19]. 	<ul style="list-style-type: none"> - Quantidade de cinzas na matéria-prima deve ser limitada [19]. - Formação potencial de pontes no leito, as quais, quando associadas a zonas de vazio, poderão originar a formação de depósitos [19]. - Elevado tempo de permanência dos sólidos no reator [18]. - Baixa capacidade de processamento [18]. - Elevada temperatura no gás produzido [18]. - Restrição do tamanho das partículas e da humidade da matéria-prima [18].

Tabela 3.2 Continuação

Tipo de reator	Vantagens	Desvantagens
Leito fluidizado borbulhante	<ul style="list-style-type: none"> - Variação tolerável na qualidade do combustível [18]. - Maior tolerância do tamanho das partículas do que os reatores de leito fixo [18]. - Não necessita de uma elevada disponibilidade de matéria-prima, já que o reator é robusto e pode trabalhar com vários fluxos de entrada [18]. - Bom controlo de temperatura [18]. - Possibilita a realização do processo por via catalítica [18]. - Níveis de alcatrão razoáveis [18]. - Fácil de arrancar e parar [18]. - Elevada eficiência de conversão da energia presente no combustível [18]. - Potencial de ampliação [18]. - O gás pode ser pressurizado [19]. - Elevada capacidade volumétrica, podendo trabalhar com fluxos de matéria-prima elevados ou reduzidos [19]. 	<ul style="list-style-type: none"> - Partículas maiores do que as geradas no reator de leito fixo [18]. - Perda de carbono nas cinzas [18]. - A temperatura de operação é limitada pela produção de cinzas [19]. - Elevada temperatura no gás produzido [19]. - Elevado conteúdo de cinzas no gás [19].
Leito fluidizado circulante	<ul style="list-style-type: none"> - Processo flexível [19]. - Temperatura de operação até 850 °C [19]. - Construção simples [18]. - Maior tolerância do que os reatores de leito fixo para o tamanho das partículas das matérias-primas [18]. - Níveis de alcatrão reduzidos [18]. - Elevada conversão de carbono [18]. - Elevada eficiência de conversão da energia presente na matéria-prima em energia dos gases à saída do reator [18]. - Potencial de ampliação [18]. - Bom contacto e mistura entre o gás e os sólidos [18]. 	<ul style="list-style-type: none"> - Fraco controlo de operação quando se utiliza biomassa [19]. - Problemas de corrosão e atrito [19]. - A sua operação pode ser mais difícil do que os reatores de leito fixo [18]. - Necessidade de se substituir / repôr o leito fluidizado com maior frequência do que nos reatores de leito borbulhante [18].

- Agente oxidante

Na secção 2.3.2 esclarece-se que um dos principais fatores que influenciam as propriedades químicas do gás produzido por gasificação é o agente oxidante utilizado no reator, pelo que a sua correta escolha é de todo o interesse para a produção de um gás com qualidade.

A escolha deste agente vai depender diretamente do destino final do gás produzido. Quer isto dizer que no caso de ser economicamente mais rentável utilizar o gás numa caldeira para produção de energia elétrica, o agente oxidante mais adequado será o ar (Tabela 2.2). No caso de se obter maior rentabilidade na venda do gás para outras indústrias, via gasodutos ou transporte terrestres, o agente oxidante que se propõe utilizar é o oxigénio, já que produz um gás com um valor energético elevado, apto para distribuição por gasoduto e apropriado para ser utilizado como gás de síntese para produção de metanol e gasolina [18, 19].

A exclusão do vapor de água como agente oxidante é devida ao elevado custo de produção que tem associado (Tabela 2.2), pois requer a construção e operação de um sistema extra de produção de vapor.

3.3 Estudo tecno-económico para a tecnologia de co-pirólise e co-gasificação

Com o intuito de se calcular os indicadores económicos apresentados na secção 2.4.1 da presente dissertação e de se definir a viabilidade da construção de uma central de tratamento e valorização dos resíduos originados no cultivo e processamento de arroz, é necessário calcular-se o Capital Total Investido (CTI). Na bibliografia encontra-se disponível uma elevada quantidade de métodos para a obtenção geral do CTI referente a centrais de processamento de resíduos. Todos estes métodos são aproximações matemáticas que procuram facilitar o cálculo das diferentes etapas envolvidas na construção da central. Na presente dissertação foram selecionados dois métodos diferentes, um para a tecnologia de co-pirólise e outro para a tecnologia de co-gasificação.

3.3.1 Estudo tecno-económico: Co-gasificação

Para o cálculo do CTI nesta tecnologia de co-gasificação foi escolhido o método desenvolvido por Caputo *et al.* [30], uma vez que se encontra descrito com grande detalhe e se baseia em equações matemáticas que foram estabelecidas com um universo elevado de estudos económicos sobre centrais de gasificação de biomassa. Caputo *et al.* [30] criaram um sistema que estuda a viabilidade da utilização de biomassa para produzir energia elétrica através do processo de gasificação, considerando os problemas técnicos, organizacionais e logísticos relacionados com a bioenergia.

A configuração assumida para a tecnologia de gasificação inclui (i) uma área de armazenamento e manipulação da matéria-prima (incluindo a pré-secagem até um teor de 20% m/m de humidade), (ii) a zona do reator de leito fluidizado borbulhante, pressurizado a 15 bar, (iii) a zona de filtração do gás produzido no reator, (iv) a área de produção de energia elétrica com um sistema de ciclo combinado de gás e vapor e, no final, (v) uma área de tratamento e controlo dos gases de exaustão, com a libertação dos gases tratados para a atmosfera [30].

Neste estudo tecno-económico, Caputo *et al.* [30] modelam as centrais como uma caixa negra, com uma função de transferência entre o fluxo de entrada da biomassa, M (t.ano⁻¹), e a quantidade de energia elétrica produzida pela central, W_{NE} (MW), com o objetivo de se calcular o rendimento da central. O rendimento de conversão de energia da central, η_e , é uma função da W_{NE} , o que levou aos autores a criar uma função matemática que estima o fluxo de biomassa, M , requerido para produzir uma desejada energia elétrica W_{NE} (equação (3.1) [30]:

$$M = \frac{W_{NE} * 3600 * OH}{\eta_e * LHV} \quad (3.1)$$

onde,

OH = Horas de operação da central (h.ano⁻¹);

LHV = *Low Heating Value* da biomassa (kJ.kg⁻¹);

M = Fluxo de biomassa à entrada da central (t.ano⁻¹);

W_{NE} = Energia elétrica produzida (MW).

Para se avaliar os custos relacionados com os equipamentos que constituem uma central de biomassa, os autores definiram a equação (3.2) através da interpolação de informação experimental com informação disponível na literatura [30]:

$$PE = a * S^b \quad (3.2)$$

onde:

PE = Custo de aquisição do equipamento (€);

a e b = Coeficientes específicos;

S = Parâmetro caraterístico do equipamento.

Em geral, o parâmetro caraterístico do equipamento, S , foi selecionado por Caputo *et al.* [30] com base na energia elétrica produzida na central W_{NE} (MW), a potência gerada pelo ciclo de vapor W_{ST} (MW), a potência da turbina a gás W_{GT} (kW) ($2/3 W_{NE}$ [32]), o fluxo de biomassa à entrada do reator $M_{G/CC}$ (kg.h⁻¹), o fluxo de vapor produzido pelo gerador a vapor que trabalha com o calor recuperado, M_{HRSG} (kg.h⁻¹). Este estudo originou a Tabela 3.3 que apresenta todas as equações para o cálculo do custo de compra de cada equipamento existente numa central de gasificação de biomassa.

O custo total de aquisição de equipamentos, PE , será calculado através da soma dos custos parciais apresentados na Tabela 3.3. Mais adiante, esta fração de custos será designada pela letra A , de modo a facilitar o cálculo de outras frações de custos.

Tabela 3.3 Avaliação de custos dos equipamentos de uma central de gasificação de biomassa e resíduos de biomassa [30]

Áreas da central	Custos parciais de PE (€)
Geração da potência	
Turbina a vapor	$633\,000 * W_{ST}^{0,398}$
Reator de leito fluidizado borbulhante	$1\,600 * M_{G/CC}^{0,917}$
Grupo turbo gás	$3\,800 * W_{GT}^{0,754}$
Gerador a vapor: recuperador de calor	$6\,540 * W_{HRSG}^{0,81}$
Condensador	$398\,000 * W_{ST}^{0,333}$
Permutador de calor	$51\,500 * W_{ST}^{0,5129}$
Alternador	$138\,300 * W_{ST}^{0,6107}$
Ventilador	$35\,300 * W_{ST}^{0,3139}$
Bombas de extração	$9\,000 * W_{ST}^{0,4425}$
Bombas de alimentação	$35\,000 * W_{ST}^{0,6107}$
Outras bombas	$28\,000 * W_{ST}^{0,5575}$
Armazenamento e manipulação da matéria-prima	
Armazenamento da matéria-prima	$114\,100 * W_{NE}^{0,5575}$
Manipulação da matéria-prima	$46\,600 * W_{NE}^{0,9554}$
Compressor e secadores	$11\,400 * W_{NE}^{0,5575}$
Diesel de emergência	$36\,200 * W_{NE}^{0,1989}$
Secador por recuperação de calor	$9\,600 * M_{G/CC}^{0,65}$
Tratamento dos gases de exaustão	
Equipamentos de remoção de NO _x e SO _x	$126\,000 * W_{NE}^{0,5882}$
Filtração dos gases	$66\,600 * W_{NE}^{0,7565}$
Armazenamento das cinzas	$88\,300 * W_{NE}^{0,3139}$
Remoção das cinzas	$93\,500 * W_{NE}^{0,4425}$
Ventiladores	$28\,500 * W_{NE}^{0,5575}$
Ductos	$51\,500 * W_{NE}^{0,5129}$
Chaminé	$28\,500 * W_{NE}^{0,5575}$

No mesmo sentido, Caputo *et al.* geraram também as equações que calculam, com base na energia elétrica produzida, W_{NE} , o custo dos materiais e instalação de ductos, trabalhos elétricos e trabalhos de construção civil (Tabela 3.4) [30].

Tabela 3.4 Avaliação de custos para ductos, trabalhos elétricos e trabalhos de construção civil e similares [30]

Materiais	Relação de custo (€)
Ductos (B)	
Tanque de água para incêndios	$87\,500 * W_{NE}^{0,1040}$
Acessórios do tanque de água para incêndios	$5\,300 * W_{NE}^{0,7565}$
Sistema contra incêndios	$6\,600 * W_{NE}^{0,7565}$
Tanque de água industrial	$9\,300 * W_{NE}^{0,7565}$
Tanques	$10\,300 * W_{NE}^{0,5129}$
Permutador de calor	$34\,200 * W_{NE}^{0,5575}$
Desgaseificador	$17\,100 * W_{NE}^{0,5575}$
Válvulas de <i>by-pass</i>	$20\,600 * W_{NE}^{0,5129}$
Válvulas de alta pressão	$28\,500 * W_{NE}^{0,5575}$
Válvulas de controlo	$10\,100 * W_{NE}^{0,6756}$
Válvulas	$28\,500 * W_{NE}^{0,5575}$
Tubagens	$42\,300 * W_{NE}^{0,885}$
Suporte para tubagens	$12\,100 * W_{NE}^{0,686}$
Trabalhos elétricos (C)	
Interruptores	$13\,400 * W_{NE}^{0,3672}$
Proteções elétricas	$44\,700 * W_{NE}^{0,2266}$
Transformadores	$64\,600 * W_{NE}^{0,4289}$
Transformadores auxiliares	$14\,000 * W_{NE}^{0,4425}$
Equipamento elétrico	$409\,100 * W_{NE}^{0,6415}$
Montagem	$186\,900 * W_{NE}^{0,7137}$
Obras de construção civil e similares (D)	
Proteção das áreas da central	$70\,100 * W_{NE}^{0,4425}$
Condicionamento da central e sistema de ventilação	$23\,400 * W_{NE}^{0,6328}$
Pessoal de construção civil	$133\,700 * W_{NE}^{0,3672}$
Instalações da área de construção	$13\,300 * W_{NE}^{0,7565}$
Tratamento das águas residuais	$6\,900 * W_{NE}^{0,6107}$
Outras obras civis	$1\,337\,400 * W_{NE}^{0,3672}$

Finalmente, com o objetivo de se calcular o CTI da central de gasificação, é necessário obter-se os custos relacionados com a instalação, serviços auxiliares, instrumentação, preparação do terreno, engenharia e custos de arranque da central. Os mesmos podem ser calculados em função de uma percentagem dos custos totais de aquisição de equipamentos, PE (Tabela 3.5) [30].

Tabela 3.5 Componentes que geram o CTI de uma central de biomassa e resíduos de biomassa por gasificação [30]

Componente	Fração de custos
Custos totais de aquisição de equipamentos, PE	A
Ductos	B
Trabalhos elétricos	C
Obras de construção civil e similares	D
Custos diretos de instalação	$E = 0,30 \cdot A$
Serviços auxiliares	$F = 0,15 \cdot A$
Instrumentação e controlo	$G = 0,10 \cdot A$
Preparação do terreno	$H = 0,10 \cdot A$
Custos totais diretos, CD	$A+B+C+D+E+F+G+H = 1,65 \cdot A+B+C+D$
Custos de engenharia	$K = 0,12 \cdot A$
Custos de arranque da instalação	$W = 0,10 \cdot A$
Custos totais indiretos, CI	$CI = K+W = 0,22 \cdot A$

Uma vez conseguido calcular os custos totais diretos e os custos totais indiretos, a obtenção do *CTI* da central de gasificação corresponde ao somatório de *CD* com *CI* (equação (3.3) [30]:

$$CTI = CD + CI = 1,87 \cdot A + B + C + D \quad (3.3)$$

Caputo *et al.* também apresentam um método para calcular os custos totais de operação (CTO) de uma central de gasificação. Estes são o somatório dos custos laborais de operação, *L* (equação (3.4), transporte de cinzas, *AT* (equação (3.5), destino final de cinzas, *AD* (equação (3.6), compra da matéria-prima, *PB*, transporte da matéria-prima, *TB*, manutenção, *MAN*, bem como seguros e custos gerais, *I&G* [30].

$$L = C_p \cdot n \quad (3.4)$$

onde,

L = Custos laborais de operação;

C_p = Ordenado médio por empregado (€.ano⁻¹);

n = Número total anual de empregados ativos.

$$AT = C_{AT} \cdot M_A \quad (3.5)$$

onde,

AT = Custos de transporte de cinzas (€.ano⁻¹);

C_{AT} = Custo específico de transporte de cinzas (62 €.t⁻¹) [30];

M_A = Fluxo de cinzas em percentagem de M ($2\% * M$, $t.ano^{-1}$);

M = Fluxo de biomassa à entrada da central ($t.ano^{-1}$);

$$AD = C_{AD} * M_A \quad (3.6)$$

onde,

AD = Custos de destino final das cinzas ($€.ano^{-1}$);

C_{AD} = Taxa de destino final das cinzas ($24 €.t^{-1}$) [30];

M_A = Fluxo de cinzas em percentagem de M ($2\% * M$, $t.ano^{-1}$);

M = Fluxo de biomassa à entrada da central ($t.ano^{-1}$);

Relativamente aos custos MAN e $I\&G$, estes são calculados utilizando uma percentagem do CTI , sendo 3% para MAN e 1% para $I\&G$ [30].

Os custos relacionados com a aquisição e transporte da matéria-prima (PB e TB) foram obtidos do trabalho de Carvalho [8] e são apresentados na Tabela 3.6.

Tabela 3.6 Custos de aquisição e transporte de CA, PA e PI [8]

Custo	Casca de arroz (CA)	Palha de arroz (PA)	Plásticos (PI)
PB	30,00 $€.t^{-1}$	20,00 $€.t^{-1}$	59,95 $€.t^{-1}$
TB	111,51 $€.t^{-1}$	19,84 $€.t^{-1}$	15,93 $€.t^{-1}$

O rendimento económico da central de gasificação, Rg , é obtido através da energia elétrica líquida, obtida através da subtração do consumo interno da central à energia elétrica total produzida (equação (3.7) [30]:

$$Rg = W_{ANE} * OH * EP \quad (3.7)$$

onde,

Rg = Rendimento económico da central ($€.ano^{-1}$);

W_{ANE} = Energia disponível para a venda ($90\% * W_{EN}$) [30];

W_{NE} = Energia elétrica produzida (MW).

EP = Tarifário de venda de energia ($€.kWh^{-1}$).

3.3.2 Estudo tecno-económico: Co-pirólise

Bridgwater *et al.* [31] criaram uma metodologia para o estudo tecno-económico duma central de valorização térmica de biomassa por pirólise. Foram criadas um conjunto de equações que, quando combinadas, originam o custo e o desempenho para o sistema de pirólise em estudo.

Este modelo criado pelos autores inclui o estudo das diferentes áreas de uma central (cinco módulos): (i) pré-tratamento da matéria-prima, (ii) reator de pirólise, (iii) transporte do bio-óleo produzido, (iv) sistema de geração de energia elétrica através de um motor dual *liquid-fired* e (v) a conexão ao sistema elétrico, de forma a conseguir-se vender a energia produzida pelo bio-óleo produzido na central (Figura 3.3) [31].

Para se estudar a hipótese de venda do bio-óleo produzido será seguido o mesmo procedimento aqui descrito, mas apenas até o módulo de transporte do bio-óleo. Nesta opção, o módulo de geração e conexão à rede elétrica terá um custo nulo.

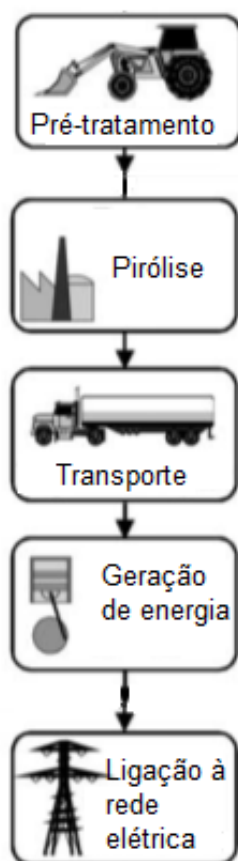


Figura 3.3 Diagrama simplificado de processo para o estudo tecno-económico da central de valorização de biomassa por pirólise [31]

- Módulo de pré-tratamento da matéria-prima

Para este módulo são considerados os custos apresentados na Tabela 3.3, referente aos custos de armazenamento e manipulação da matéria-prima.

- Módulo de produção do bio-óleo (reator de pirólise)

A equação (3.8) representa os custos relacionados com o reator de pirólise, o sistema de alimentação do reator e o sistema de recuperação de líquidos [31]:

$$CT_P = 40,8 * (F_m * 1\ 000)^{0,6194} \quad (3.8)$$

onde,

CT_P = Custos totais referentes a área de pirólise (k€);

F_m = Fluxo de matéria-prima à entrada do reator ($t \cdot h^{-1}$);

Referente aos custos do armazenamento do bio-óleo produzido e às bombas de transferência do mesmo, Bridgwater *et al.* [31] criaram a equação (3.9):

$$CT_a = 119 * (F_L)^{0,4045} \quad (3.9)$$

onde,

CT_a = Custos totais referentes ao armazenamento e transferência do bio-óleo (k€);

F_L = Fluxo de saída do bio-óleo produzido no reator de pirólise ($t \cdot h^{-1}$);

Os custos operacionais para a área de pirólise calculam-se com base na equação (3.10) [31]:

$$CT_{op} = 1,04 * (F_m)^{0,475} \quad (3.10)$$

onde,

CT_{op} = Custos totais operacionais da área de pirólise (k€);

F_m = Fluxo de matéria-prima à entrada do reator ($t \cdot h^{-1}$).

Para criar esta equação Bridgwater *et al.* assumiram que uma central com um módulo de pirólise consome $40 \text{ kWh}_{\text{energia elétrica}} \cdot t^{-1} \text{ bio-óleo}$ e $18,5 \text{ m}^3_{\text{água}} \cdot t^{-1} \text{ bio-óleo}$. Os autores também assumiram que o calor necessário para o processo é fornecido pela combustão dos resíduos gerados no processo (carbonizados e gás), numa câmara de combustão externa [31].

- Módulo de transporte do bio-óleo

Neste módulo pretende-se determinar os custos relacionados com o transporte do bio-óleo, desde a central de processamento de resíduos da cultura do arroz até à estação de geração elétrica, sempre que esta última se encontre afastada da primeira, bem como o custo de transporte do bio-óleo até uma refinaria, no caso da venda do bio-óleo a uma indústria petroquímica.

A presente dissertação considera que o sistema de geração de energia elétrica se encontra localizado nas mesmas instalações do sistema de pirólise, pelo que o custo de transporte do bio-óleo será nulo.

No caso da opção da venda do bio-óleo para uma refinaria petroquímica, os custos de transporte podem ser calculados pela equação (3.11) [31]:

$$CT_t = 0,4 * L_r * F_L * OH \quad (3.11)$$

onde,

CT_t = Custo total do transporte do bio-óleo (€.ano⁻¹);

L_r = Distância entre a central e a refinaria (km);

FL = Fluxo de saída do bio-óleo produzido no reator de pirólise (t.h⁻¹);

OH = Horas de operação da central (h.ano⁻¹);

- Módulo de geração de energia elétrica

Este módulo inclui o sistema de injeção de combustível no motor a diesel, um tanque de armazenamento auxiliar, o motor a diesel e o gerador elétrico. Devido ao facto do bio-óleo produzido por pirólise ter pobres características para o funcionamento do motor, o mesmo vai ser suplementado com diesel. Na metodologia seguida foi assumida uma energia fornecida de 92,5% pelo bio-óleo produzido e 7,5% pelo diesel [31].

Para se conhecer a relação existente entre a matéria-prima à entrada da central e a potência fornecida pela central à rede elétrica, é necessário calcular-se o rendimento elétrico bruto com base no LHV das matérias-primas, de acordo com a equação (3.12) [31].

$$\eta_g = -0,002329 * (E_{th,conv} + E_{th,aux})^2 + 0,313 * (E_{th,conv} + E_{th,aux}) + 38,6 \quad (3.12)$$

onde,

η_g = Rendimento elétrico bruto, em % do LHV do combustível (mistura de bio-óleo e diesel) que entra no motor;

$E_{th,conv}$ = Energia térmica fornecida pelo bio-óleo, com base no LHV do bio-óleo (MW_{th});

$E_{th,aux}$ = Energia térmica fornecida pelo diesel, com base no LHV do diesel (MW_{th}).

Os custos relacionados com as máquinas de geração são diretamente proporcionais à sua capacidade: quanto maior for a sua potência, maior será o seu custo. Para além disto, a utilização de máquinas com potência superior a 40 MW para produção de energia em centrais de pirólise não é muito comum. Neste contexto, Bridgwater *et al.* assumiram sistemas de geração de energia elétrica criados por máquinas de menores capacidades conectadas em serie (Tabela 3.7) [31].

Tabela 3.7 Relação potência das máquinas vs potência total da central [31]

Potência total da central (MW)	Potência da máquina (MW)
≤10	5,0
≤20	7,5
≥20	10

No presente método foram selecionadas máquinas e geradores robustos com baixa velocidade (*heavy duty engines*), devido a estes serem mais adaptáveis a combustíveis não convencionais. O custo total do sistema de geração de energia elétrica pode ser calculado com base na equação (3.13) [31]:

$$CT_g = \left[821 * (P_g)^{0,954} \right] * 1,10 \quad (3.13)$$

onde,

CT_g = Custos totais referentes ao sistema de geração de energia elétrica (k€);

P_g = Potência gerada pela central (MW), a qual é calculada através de equação (3.14):

$$P_g = \frac{((\eta_g/100) * LHV_g * ((F_d + F_L) * 1000) * 2.78 \times 10^{-4})}{1000} \quad (3.14)$$

onde,

F_d = Fluxo do diesel na entrada do motor ($t.h^{-1}$).

No caso de serem utilizados múltiplos geradores, a equação final para o cálculo dos custos totais será a seguinte:

$$CT_g' = CT_g * nm^{0,9} \quad (3.15)$$

onde,

CT_g' = Custos totais referentes à área de geração (k€);

nm = Número total de máquinas.

Os custos operacionais referentes à área de geração de energia elétrica podem ser calculados através da equação (3.16). Estes custos abrangem o consumo elétrico interno da área de geração e o custo do diesel necessário para produzir a energia [31].

$$CT_{og} = 0,4847 * n * (P_g - P_i)^{0,483} \quad (3.16)$$

onde,

CT_{og} = Custos operacionais da área de geração (€);

P_i = Consumo elétrico interno da central ($3\% * P_g$) (MW) [31];

n = Numero total anual de empregados ativos.

- Módulo de ligação à rede elétrica

Os custos relacionados com a ligação da central à rede elétrica incluem os equipamentos de controlo do sistema, equipamentos para proteção, transformadores, disjuntores, seccionadores de potência e acessórios para a ligação (cabos, terminais). A equação (3.17) permite determinar os custos relacionados com esta ligação:

$$CT_{ce} = 282 * (P_{net})^{0,537} \quad (3.17)$$

onde,

CT_{ce} = Custos totais referentes à conexão com a rede elétrica (k€);

P_{net} = Potência fornecida à rede elétrica (MW), a qual é calculada através da equação (3.18):

$$P_{net} = P_g - P_i - P_i' \quad (3.18)$$

onde,

P_i' = Consumo interno das áreas de pré-tratamento e pirólise ($7\% * P_g$) [31];

P_g = Potência gerada pela central (MW);

P_i = Consumo elétrico interno da central ($3\% * P_g$) (MW) [31];

- Custos totais de operação (CTO)

Os custos totais de operação (CTO) para uma central de pirólise correspondem ao somatório dos custos laborais de operação, L (equação (3.4), compra da matéria-prima, PB , transporte da matéria-prima, TB , manutenção, MAN , e seguros e custos gerais, $I\&G$ [30, 31].

Relativamente aos custos MAN e $I\&G$, estes são calculados utilizando uma percentagem do CTI , sendo neste caso de 2,5% para MAN e 2% para $I\&G$ [31].

- Rendimento económico (R_p)

O rendimento económico, R_p , da central de pirólise é obtido através da venda da energia elétrica à rede elétrica ao longo do ano, ou através da venda do bio-óleo produzido ao longo do ano, utilizando-se para o efeito as equações (3.19) e (3.20), respetivamente [31]:

$$R_p = P_{net} * OH * EP \quad (3.19)$$

onde,

R_p = Rendimento económico da central de pirólise (€. ano^{-1});

P_{net} = Energia elétrica fornecida à rede elétrica (kW);

OH = Horas de operação da central ($\text{h}.\text{ano}^{-1}$);

EP = Tarifário de venda de energia (€. kWh^{-1}).

$$R_p = B_p * F_L * 1000 * OH * TBo \quad (3.20)$$

onde,

B_p = Bio-óleo produzido durante um ano ($\text{L}.\text{h}^{-1}$);

F_L = Fluxo de saída do bio-óleo produzido no reator de pirólise ($\text{t}.\text{h}^{-1}$);

OH = Horas de operação da central ($\text{h}.\text{ano}^{-1}$);

TBo = Tarifário de venda do bio-óleo produzido ($\text{€} \cdot \text{L}^{-1}$);

O tarifário de venda para o bio-óleo produzido (TBo) tem como referência o preço do barril de petróleo.

4. Resultados e Discussão

4.1 Avaliação técnico-económica de uma central de co-gasificação

O estudo técnico-económico da central de co-gasificação foi desenvolvido com base num intervalo de capacidade de geração da central de 5 a 50 MW. Procedeu-se também ao estudo do efeito de diferentes variáveis nos resultados da avaliação técnico-económica, nomeadamente as seguintes: LHV da matéria-prima, custo de transporte da matéria-prima (TB) e o preço de venda da energia produzida no mercado (EP).

- Estudo técnico-económico relativo a uma situação de referência: Cenário 0

Foi estudado um primeiro cenário com a biomassa (CA e PA) como única matéria-prima da central de gasificação, já que são os resíduos com maior quantidade de toneladas em Portugal.

Para se determinar o desempenho e a rentabilidade da central de gasificação no intervalo de 5-50 MW foi necessário estabelecer-se uma série de valores de base. Estes estão descritos na Tabela 4.1 e representam os valores originais do projeto – ponto de partida de estudo (cenário 0).

No que concerne ao ordenado médio por empregado, C_p , foi considerado um valor de 1 100 €/mês⁻¹ durante 13 meses (um mês adicional para assim contemplar os custos vários relacionados a um posto de trabalho: subsídios de férias).

O tarifário de venda de energia elétrica, EP , foi definido por consulta do OMIE – Operador de Mercado Ibérico de Energia [33]. Consultaram-se os dados referentes aos meses já decorridos no ano de 2015 e calculou-se a média dos valores mensais. Os resultados obtidos são apresentados na Tabela 4.2.

A aplicação do método de Caputo *et al.* [30] permitiu obter os resultados que são apresentados nas Figura 4.1 a Figura 4.5. Estes resultados permitem observar que para a quantidade anual de CA e PA disponível em Portugal, proveniente da colheita e processamento de arroz, só será possível atingir-se uma potência máxima instalada na central de 5 MW. Deste modo, é possível concluir-se que a produção de energia elétrica, através da tecnologia de gasificação, a partir da quantidade total anual de resíduos da cultura e processamento do arroz (PA, CA), disponível em Portugal continental, é pouco interessante (Figura 4.3).

Tabela 4.1 Dados de referência da central de co-gasificação (cenário 0)

Dados fixos	Valor
Rendimento energético do ciclo combinado	0,575
Horas de operação da central, OH (h.ano ⁻¹)	8 000
LHV da matéria-prima (kJ.kg ⁻¹)	10 500
Ordenado médio por empregado, C_p (€.ano ⁻¹)	14 300
Número total anual de empregados, n	12
Custo específico de transporte de cinzas, Cat (€.t ⁻¹)	62
Taxa de destino final das cinzas, Cad (€.t ⁻¹)	24
Tarifário de venda de energia, EP (€.MWh ⁻¹)	48,97
Percentagem de financiamento	80%*CTI
Taxa de juro anual (%)	1
Período do empréstimo (anos)	20
IRC (%)	20
Taxa de atualização, i (%)	9
Horizonte do projeto, N (anos)	20

Tabela 4.2 Tarifário médio mensal e média parcial de venda de energia elétrica em Portugal, relativamente aos primeiros 7 meses de 2015 [33]

Mês	€.MWh ⁻¹
Janeiro	51,82
Fevereiro	42,57
Março	43,22
Abril	45,49
Mai	45,18
Junho	54,74
Julho	59,74
Média dos 7 meses de 2015	48,97

Considerando apenas a variação da potência da central no intervalo de 5 – 50 MW, o CTI decresce de 6 018 €.kW⁻¹ (5 MW) para 2 783 €.kW⁻¹ (50 MW), valores que se encontram dentro do intervalo de valores referidos na bibliografia (4 900 €.kW⁻¹ para 5 MW – 2 200 €.kW⁻¹ para 50 MW) [30].

A evolução do CTO é inversa da que foi registada para o CTI: o CTO aumenta de 936 €.kW⁻¹ até 947 €.kW⁻¹ com o aumento da capacidade da central de 5 – 50 MW. Estes valores afastam-se totalmente dos obtidos no estudo de referência de Caputo *et al.* (400 – 276 €.kW⁻¹ [30]), devido a (i) o elevado preço da matéria-prima e (ii) o alto custo do transporte da biomassa desde as zonas de produção dos resíduos até à da central.

No que se refere ao VAL (Figura 4.5), não se consegue-se obter um valor positivo para esta variável económica, fazendo com que o projeto seja economicamente inviável nas condições do cenário 0 (Tabela 4.1).

Na Figura 4.1 observa-se o comportamento crescente do *CTI* em relação à potência instalada. A equação (4.1), retirada da Figura 4.1, permite que se calcule qual seria o *CTI* aproximado (€) para uma qualquer potência elétrica instalada W_{NE} (MW) na central, com os parâmetros específicos do cenário 0:

$$CTI = 180,79 * W_{NE}^3 - 29\,790 * W_{NE}^2 + 4 * 10^6 * W_{NE} + 1 * 10^7 \quad (4.1)$$

onde,

CTI = Capital total investido (€);

W_{NE} = Potência elétrica instalada (MW).

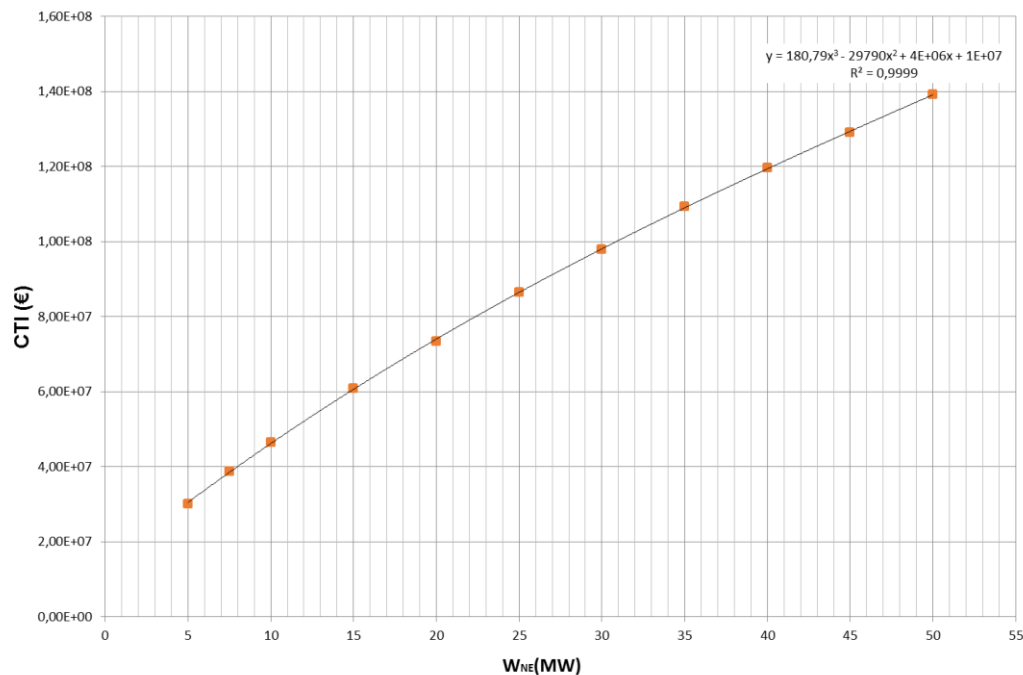


Figura 4.1 Capital total investido (CTI) em função da potência elétrica instalada (W_{NE}), relativamente ao cenário 0

De modo semelhante, da Figura 4.2 obteve-se a equação (4.2), que permite calcular o *CTO* aproximado (€), para uma central de co-gasificação, em função da potência elétrica instalada W_{NE} (MW), relativamente às condições definidas para o cenário 0:

$$CTO = -2\,362,50 * W_{NE}^2 + 1\,000\,000 * W_{NE} - 429\,076 \quad (4.2)$$

onde,

CTO = Custos totais de operação (€);

W_{NE} = Potência elétrica instalada (MW).

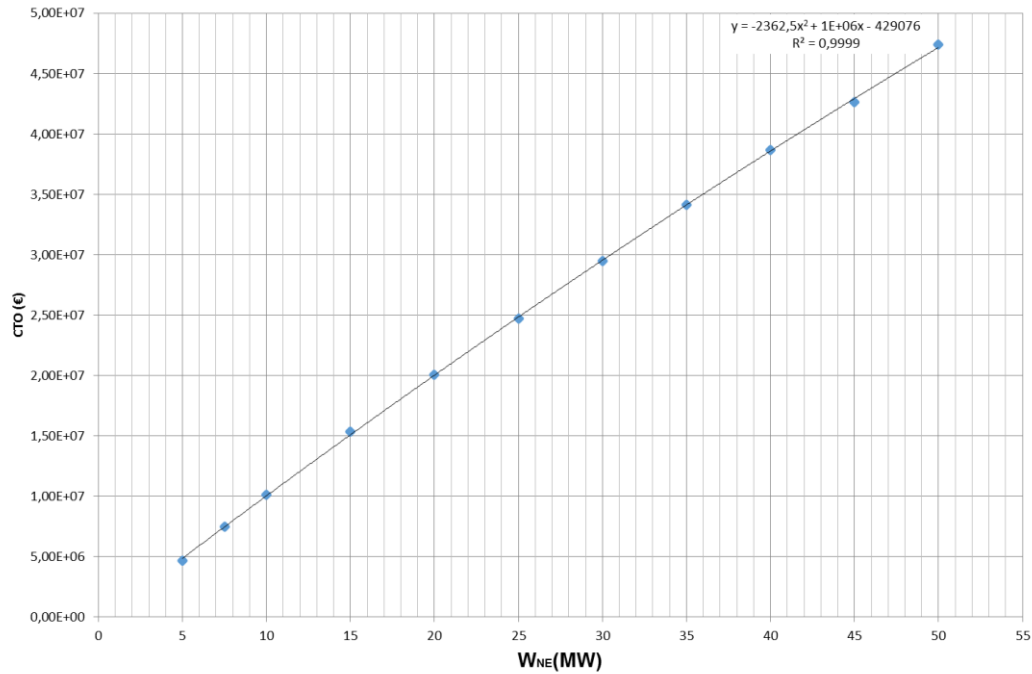


Figura 4.2 Custos totais de operação (CTO) em função da potência elétrica instalada (W_{NE}), relativamente ao cenário 0

Das Figura 4.4 é possível estudar e obter a equação (4.3), que relaciona a quantidade de resíduos de biomassa de arroz (PA e CA), M_B (t.ano⁻¹), com a potência elétrica que se pretende instalar na central de co-gasificação, W_{NE} (MW):

$$M_B = -12,326 * W_{NE}^2 + 6\,574,5 * W_{NE} + 5\,489,9 \quad (4.3)$$

onde,

M_B = Resíduos necessários de arroz (PA e CA) (t.ano⁻¹);

W_{NE} = Potência elétrica que se pretende instalar na central de co-gasificação (MW).

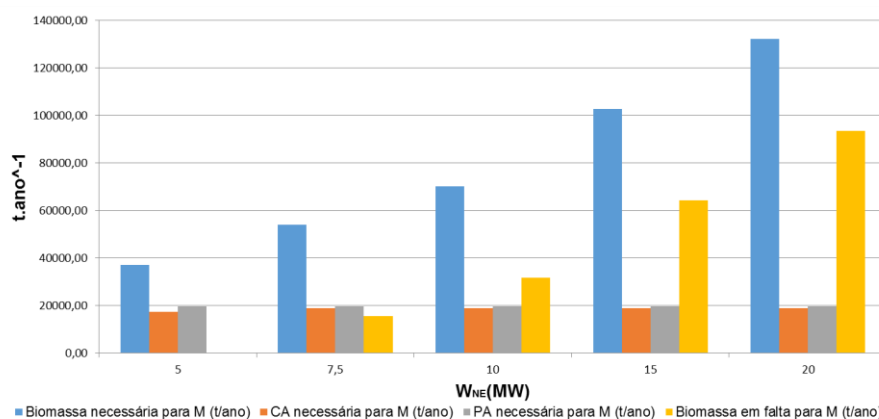


Figura 4.3 Quantidades de matérias-primas (PA, CA) necessárias e em falta para diferentes potências elétricas instaladas na central de gasificação, relativamente ao cenário 0 (M = Fluxo de resíduos fornecidos ao reator de co-gasificação)

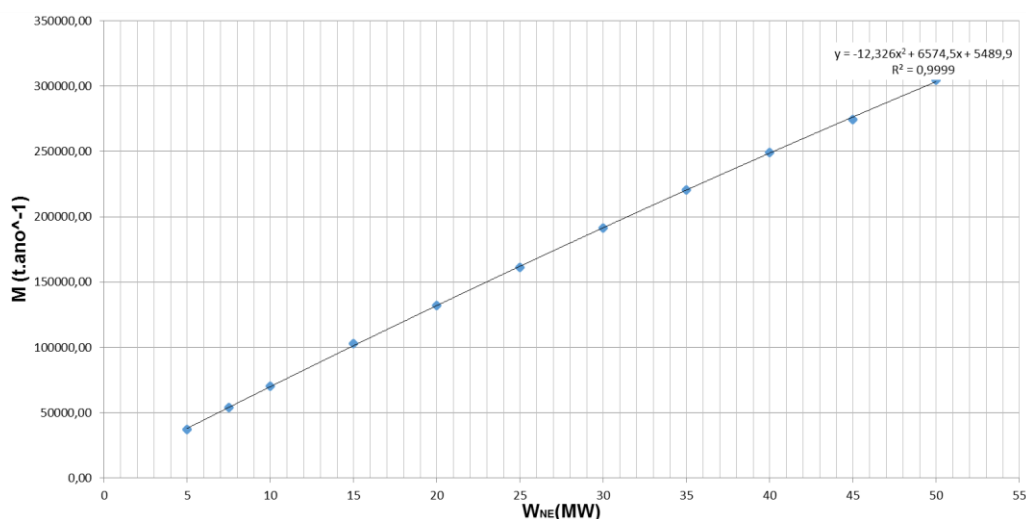


Figura 4.4 Fluxo de resíduos fornecidos ao reator de co-gasificação (M) em função da potência elétrica instalada (W_{NE}), relativamente ao cenário 0

Tendo-se obtido resultados que apontam para a inviabilidade do projeto, sob os pontos de vista da forte limitação da potência elétrica que pode ser suportada pelas matérias-primas disponíveis e da sustentabilidade económica do projeto, foram posteriormente identificadas as principais variáveis que influenciam mais significativamente a viabilidade técnica e económica do projeto. Foram assim identificadas as seguintes variáveis como as mais críticas para a viabilidade técnico-económica da central de gasificação: (i) LHV das matérias-primas (CA, PA), (ii) o custo do transporte da biomassa desde as zonas de produção dos resíduos até à da central e (iii) a tarifa de venda de energia.

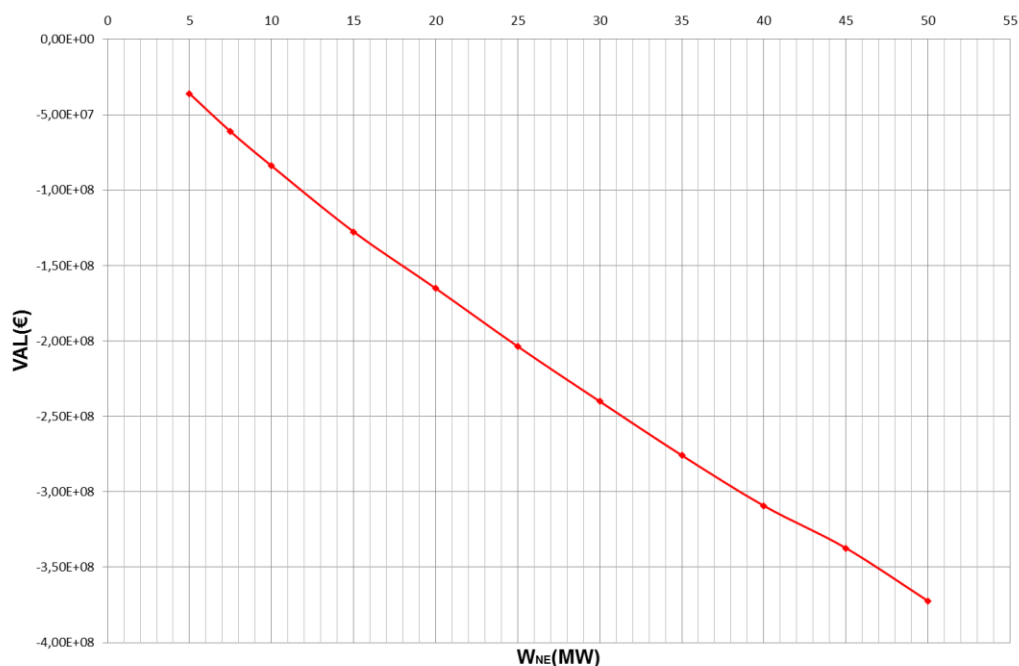


Figura 4.5 Valor atualizado líquido (VAL) em função da potência elétrica instalada (W_{NE}), relativamente ao cenário 0

- Estudo técnico-económico com base na variação de *EP*: Cenário 1

As receitas da central de gasificação são originadas pela venda da energia elétrica produzida ao longo do ano. Estas receitas dependem totalmente do valor de compra de energia elétrica pelo mercado ibérico. No cenário 0 foi considerada uma média da tarifa do mercado ibérico sem os privilégios que têm as energias de fontes renováveis. Pretendeu-se assim saber se o projeto seria viável sem bonificação económica na tarifa.

Neste cenário 1 calculou-se a tarifa bonificada que usufruem as energias renováveis em Portugal. O Decreto de Lei nº 225/2007 define a forma de se estabelecer a remuneração proveniente da venda de energia elétrica de origem renovável. Esta tarifa é baseada num somatório de parcelas que contemplam os custos evitados pelo sistema elétrico com a entrada em funcionamento dos produtores em regime especial, bem como os benefícios ambientais proporcionados pelo uso de energias menos poluentes do que as energias de origem fóssil [22].

O Decreto de Lei nº 225/2007 estabelece que, para uma central de geração de energia elétrica a biomassa, a tarifa bonificada pode ser aplicada durante 25 anos da vida útil da central. No caso estudado, este tempo de aplicação da tarifa cobre toda a vida útil do projeto.

A tarifa bonificada para a central de gasificação foi calculada com base na equação (4.4):

$$EP = \frac{R_b}{E_a} = \left[f_m' * \frac{(P_F + P_V)}{E_a} + \frac{P_A}{E_a} * Z \right] * f_p \quad (4.4)$$

onde,

R_b = Receita bruta (€);

E_a = Energia anual produzida (MWh);

P_F = Parcela fixa (€);

P_V = Parcela variável (€);

P_A = Parcela ambiental (€);

f_m' = Fator de modulação (1,1 para 75% da energia gerada em hora de ponta);

Z = Coeficiente de tecnologia (7,5 para biomassa vegetal);

f_p = Fator de perdas (1,015 para $P \geq 5$ MW).

A tarifa bonificada calculada é de 97,29 €/MWh⁻¹, a qual é praticamente o dobro da tarifa média utilizada no cenário 0.

O parâmetro EP afeta unicamente as receitas anuais, o que origina uma variação no VAL entre os cenários 0 e 1. A Figura 4.6 permite observar que o VAL obtido com uma tarifa bonificada continua a ser bastante negativo para todo o intervalo de potência elétrica de 5 – 50 MW. No entanto, obtém-se um decréscimo de 35,3% no valor atualizado líquido, para uma potência de 5 MW, e de 34,11%, para 50 MW, referente ao cenário 0.

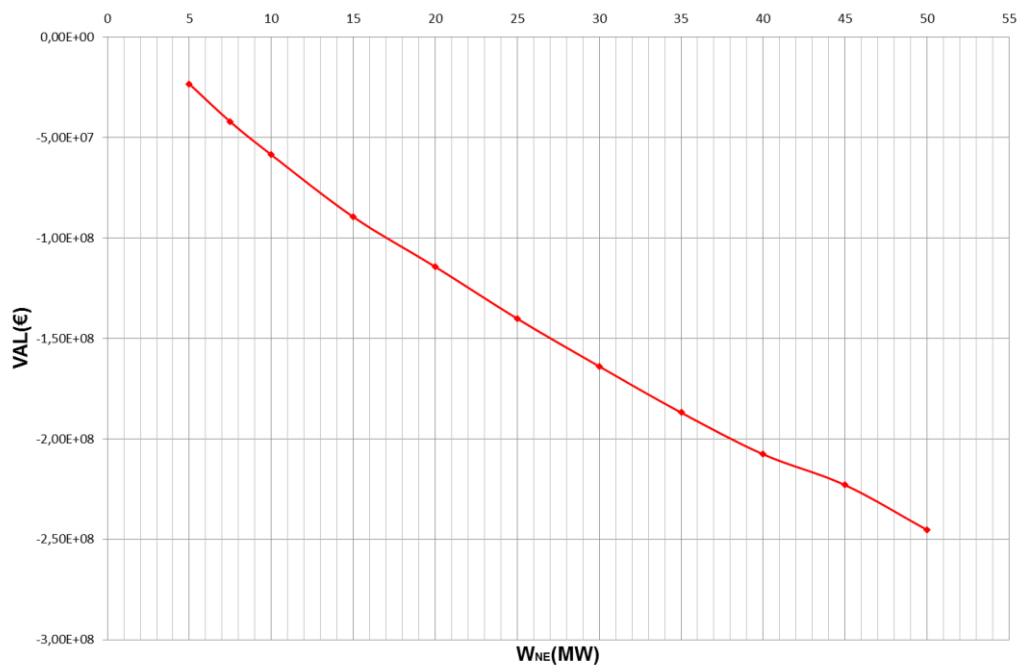


Figura 4.6 Valor atualizado líquido (VAL) em função da potência elétrica instalada (W_{NE}), relativamente ao cenário 1

Estes valores indicam claramente que a tarifa de venda de energia elétrica é um fator fundamental na viabilidade económica de uma central de geração com a tecnologia de co-gasificação.

Uma vez demonstrado o efeito significativo do parâmetro *EP* no estudo económico da central, os cenários estudados posteriormente, cujos resultados são apresentados de seguida, tiveram em consideração o valor fixo de *EP* de 97,29 €.MWh⁻¹.

- Estudo técnico-económico com base na variação do LHV dos co-combustíveis: Cenário 2

O LHV dos co-combustíveis (matérias-primas utilizadas na produção do gás de síntese) influencia diretamente a quantidade de matéria-prima necessária para atingir uma potência de saída desejada. O aumento do LHV das matérias-primas utilizadas para se produzir o gás de síntese promove a diminuição da quantidade necessária dessas mesmas matérias-primas. Deste modo, os custos relacionados com a sua aquisição e transporte diminuem.

Nas referências bibliográficas [18, 20, 30, 31], as matérias-primas (CA e PA) utilizadas na produção de energia renovável possuem um LHV que varia entre os 10 000 e os 19 000 kJ.kg⁻¹. No presente cenário 2 foram escolhidos as hipóteses de LHV de 15 000, 19 000 e 22 700 kJ.kg⁻¹ que é possível obter com a mistura de matérias-primas da cultura de arroz (CA, PA e PI). Isto só é possível graças ao elevado LHV que possui o PI, para a hipótese de 22 700 kJ.kg⁻¹ a relação de matéria-prima é: 70% de biomassa (CA e PA) e 30% de plástico (PI), para um LHV de 15 000 kJ.kg⁻¹ a relação é: 96% de biomassa e 4% de plástico, e para um LHV de 19 000 kJ.kg⁻¹ a relação é: 82% de biomassa e 18% de plástico.

Os equipamentos de uma central estão dimensionados com o objetivo de se produzir uma determinada potência de saída e estas, por sua vez, são diretamente proporcionais ao LHV da matéria-prima, o qual condiciona a quantidade introduzida ao sistema. Quando o LHV da matéria-prima é aumentado, a quantidade necessária é reduzida e os equipamentos são dimensionados para uma escala menor, o que leva a um menor investimento total. Na Figura 4.7, mostra-se como o *CTI* diminui com o aumento do LHV da matéria-prima para a central de co-gasificação. Esta diminuição pode atingir em média um valor de 11,0% para 15 000 kJ.kg⁻¹, 16,7% para 19 000 kJ.kg⁻¹ e 20,4% para 22 700 kJ.kg⁻¹ nas condições consideradas para o cenário 2.

Relativamente ao *CTO* (Figura 4.8), a sua diminuição é maior do que para o *CTI*, conseguindo-se atingir um valor médio de 32% no caso dos 15 000 kJ.kg⁻¹, 49% para 19 000 kJ.kg⁻¹ e 59,4% para 22 700 kJ.kg⁻¹.

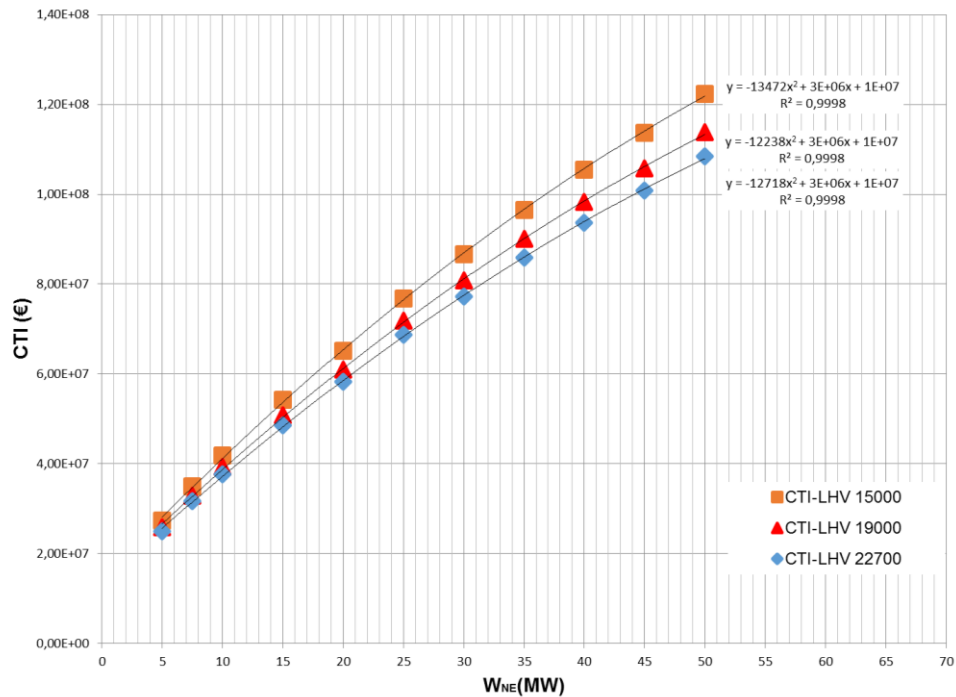


Figura 4.7 Capital total investido (CTI) em função da potência elétrica instalada (W_{NE}), relativamente ao cenário 2

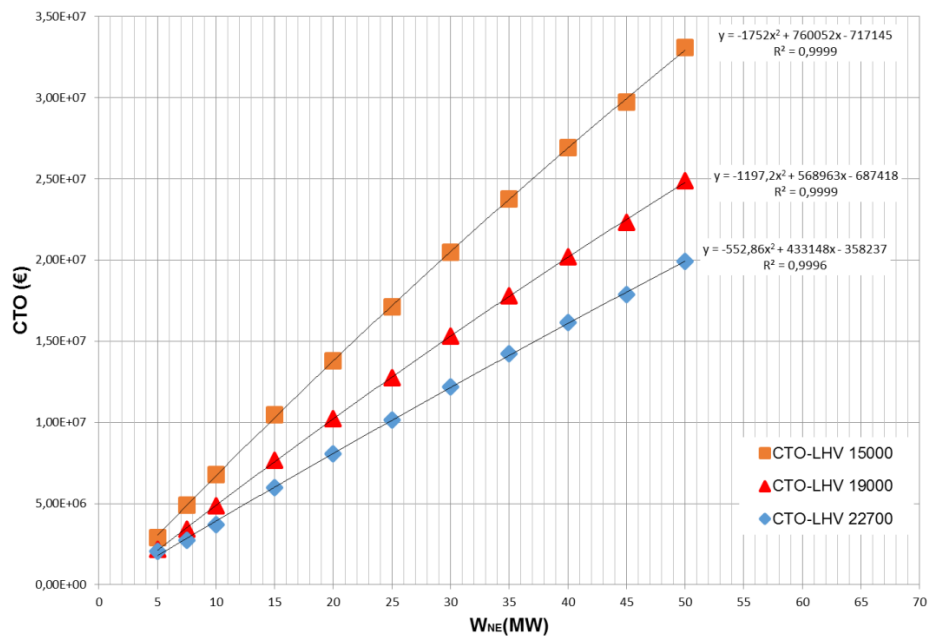


Figura 4.8 Custos totais de operação (CTO) em função da potência elétrica instalada (W_{NE}), relativamente ao cenário 2

Analisando a influência do aumento do LHV no parâmetro da quantidade de matéria-prima necessária (M), é possível observar (Figura 4.9) que, para os valores de 19 000 e 22 700 kJ.kg⁻¹, a biomassa existente é suficiente para gerar até 10 MW de potência, situação que não acontece para valores inferiores do LHV. Relativamente ao plástico necessário, este encontra-se sempre em défice,

pelo que nunca pode ser totalmente fornecido pelos resíduos gerados na cultura e processamento do arroz, tendo assim que se localizar outras fontes de plástico para se atingir a necessidade da central.

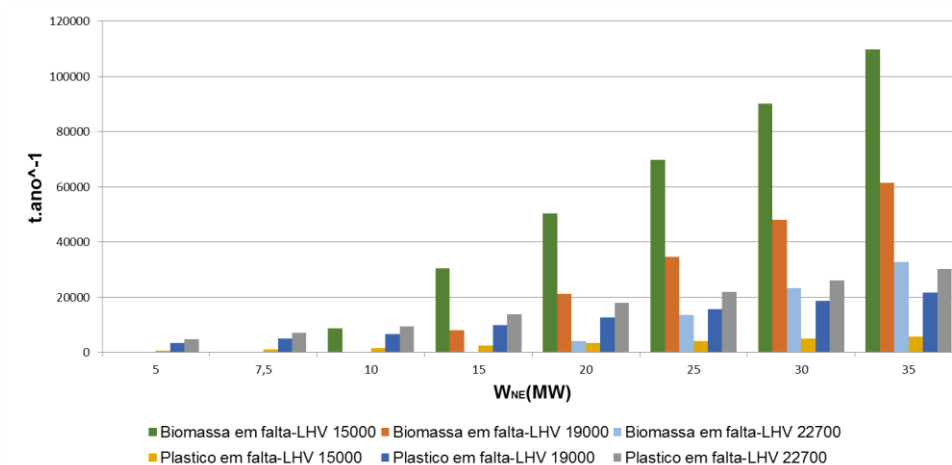


Figura 4.9 Quantidades de matérias-primas (PA, CA e PI) em falta para diferentes potências elétricas instaladas na central de co-gasificação, relativamente ao cenário 2 (M = Fluxo de resíduos fornecidos ao reator de co-gasificação)

Apesar dos indicadores de custos *CTI* e *CTO* apresentarem uma diminuição considerável com o aumento do LHV da matéria-prima, o principal indicador económico, *VAL*, não atinge valores positivos que indiquem uma viabilidade do projeto estudado (Figura 4.10), embora o *VAL* para 22 700 kJ.kg⁻¹ seja aquele que apresenta resultados mais perto de valores positivos.

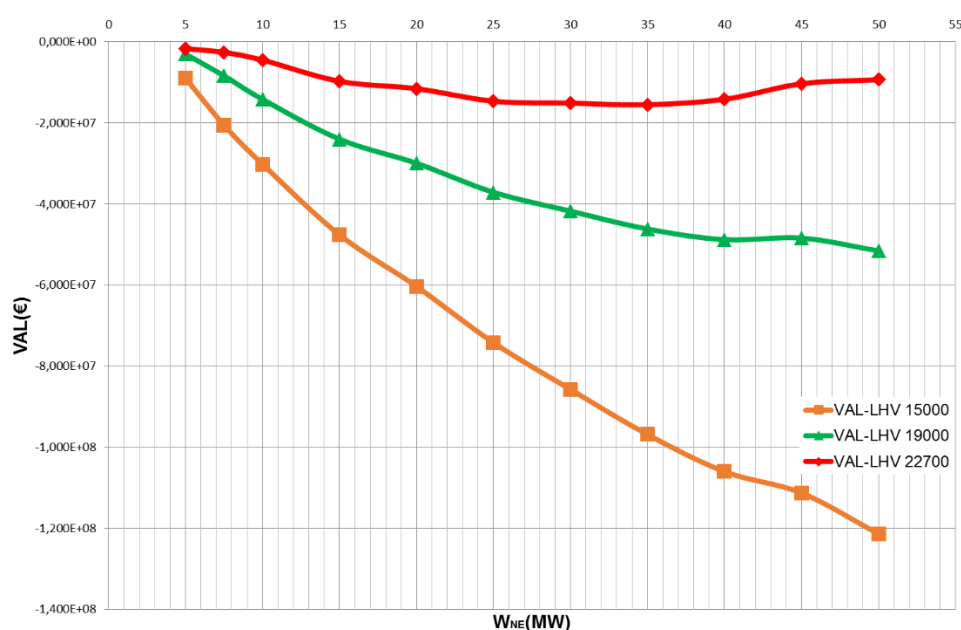


Figura 4.10 Valor atualizado líquido (VAL) em função da potência elétrica instalada (W_{NE}), relativamente ao cenário 1

- Estudo técnico-económico com base na variação de TB : Cenário 3

A variável TB influencia diretamente o CTO anual da central de co-gasificação, pelo que o estudo do efeito desta variável na sustentabilidade da central de co-gasificação é de elevada importância. Foi identificado que o valor do transporte da CA, desde as áreas de produção até as instalações da central de co-gasificação, é muito elevado ($111,51 \text{ €} \cdot \text{t}^{-1}$), o que aumenta o CTO em dezenas de milhões de euros por ano.

Deste modo, no cenário 3 consideraram-se os seguintes três valores para TB , tendo-se utilizado as mesmas condições que foram definidas para o cenário 0 (Tabela 4.1): 30, 60 e 90 $\text{€} \cdot \text{t}^{-1}$.

Os menores valores para o CTO (Figura 4.11) foram obtidos para o custo mais baixo de TB (30 $\text{€} \cdot \text{t}^{-1}$). Foi conseguida uma redução média de 44,3%, 28% e 11,7% para os valores de TB de 30, 60 e 90 $\text{€} \cdot \text{t}^{-1}$, respetivamente para as potências 5-50MW.

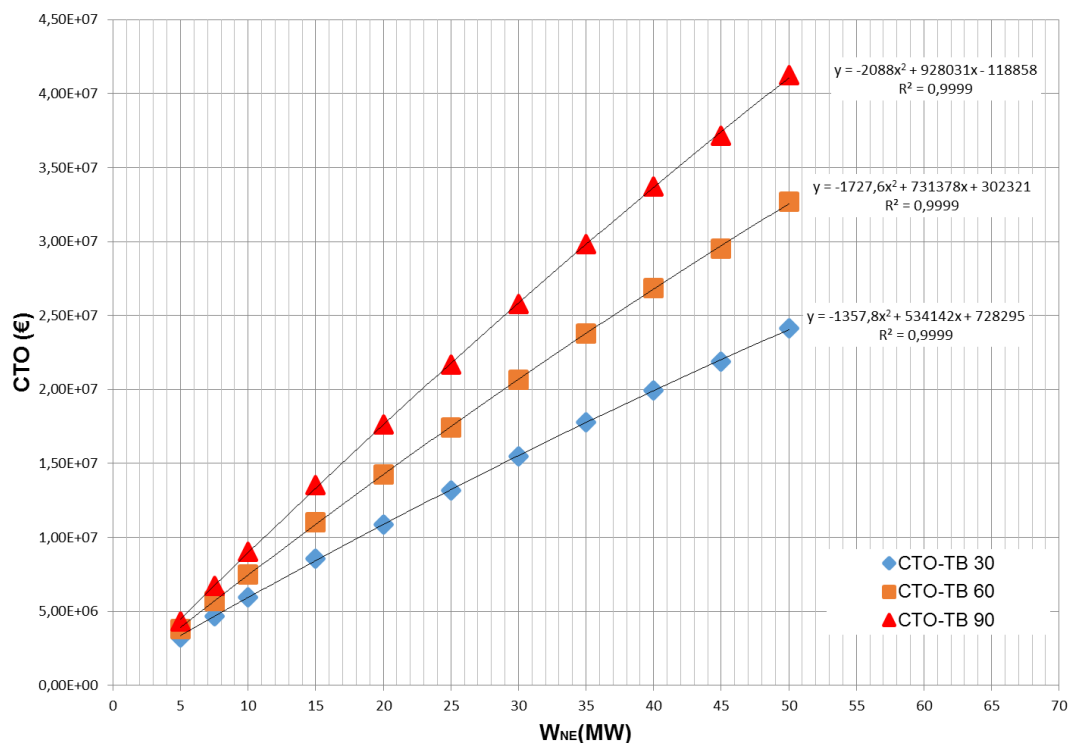


Figura 4.11 Custos totais de operação (CTO) em função da potência elétrica instalada (W_{NE}), relativamente ao cenário 3

No que se refere ao VAL para este cenário 3, mesmo para o menor valor de TB , o VAL do projeto não atinge valores positivos, o que aponta para a inviabilidade do projeto (Figura 4.12).

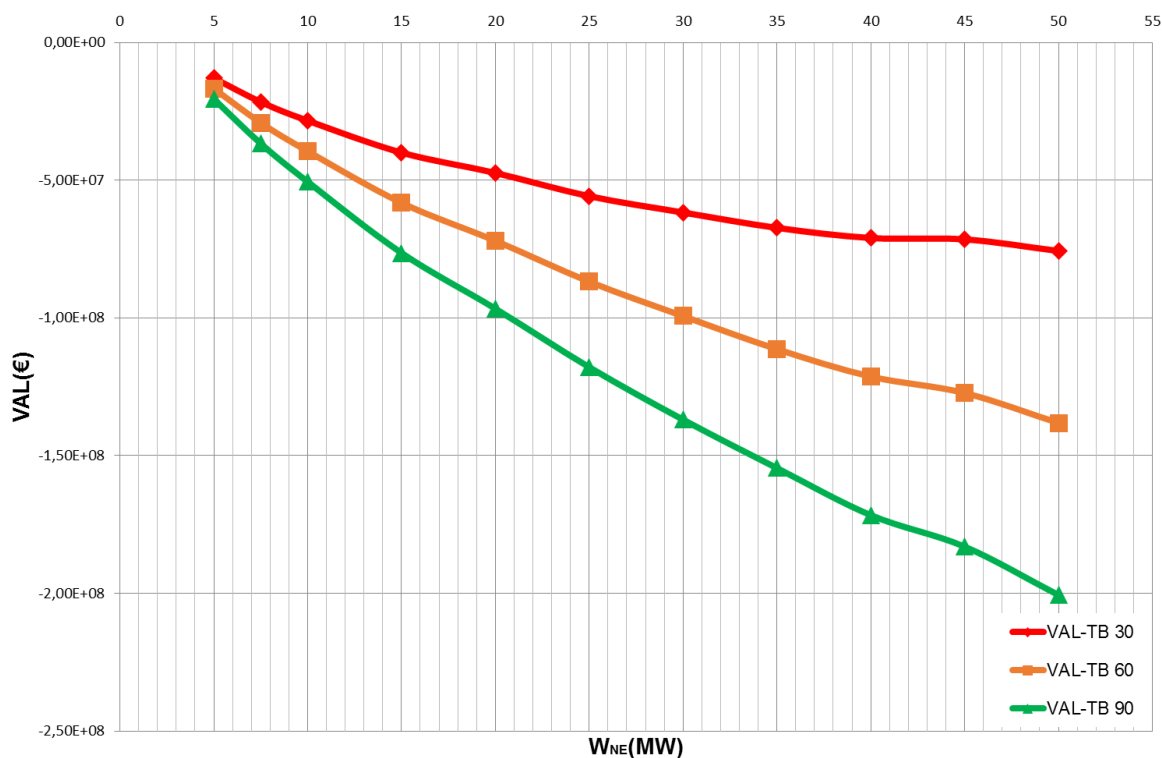


Figura 4.12 Valor atualizado líquido (VAL) em função da potência elétrica instalada (W_{NE}), relativamente ao cenário 3

- Estudo técnico-económico em cenário ideal

Efetuuou-se o estudo técnico-económico para um cenário ideal, considerando os valores das variáveis que produziram os resultados mais positivos nos cenários anteriores: $LHV = 22\,700\text{ kJ.kg}^{-1}$, $TB = 30\text{ €}.\text{t}^{-1}$ e $EP = 97,29\text{ €}.\text{MWh}^{-1}$.

Relativamente ao VAL (Figura 4.13) observou-se que, para uma potência maior ou igual a 20 MW, já seria possível atingir-se valores positivos para esta variável económica. Nesta situação, o PR variam entre 10 e 17 anos, o que é consistente com os valores encontrados na literatura [30]. No entanto, para este valor elevado de potência não seria suficiente as matérias-primas geradas na cultura e processamento do arroz em Portugal continental. A sustentabilidade deste cenário depende da procura de outras fontes de matéria-prima para alimentar a central de co-gasificação, como por exemplo outros resíduos agrícolas, agro-alimentares, florestais, ou até mesmo urbanos.

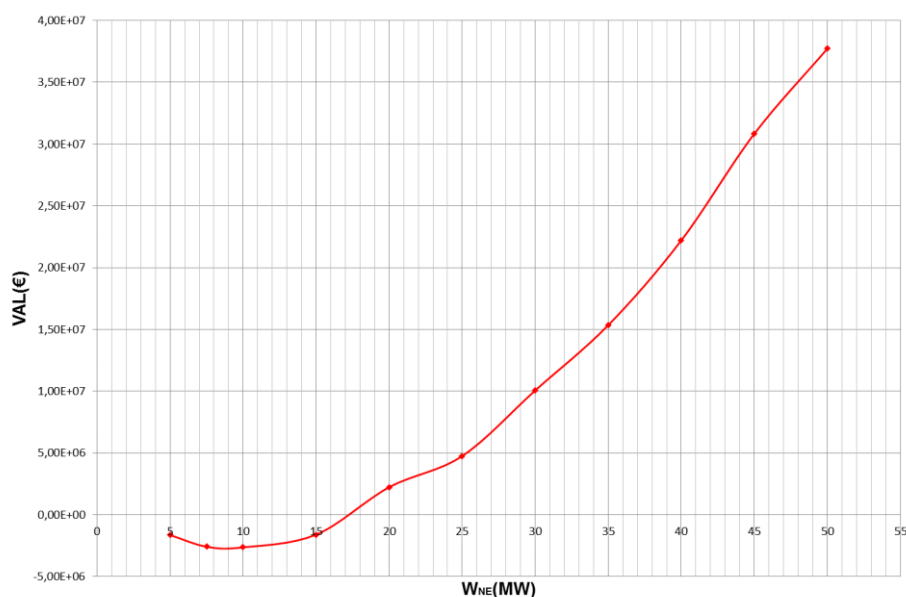


Figura 4.13 Valor atualizado líquido (VAL) em função da potência elétrica instalada (W_{NE}), relativamente ao cenário ideal

4.2 Avaliação técnico-económica de uma central de co-pirólise

Considerando que o plástico é muito importante para a maximização do rendimento da fração líquida dos produtos da pirólise e tendo em conta a quantidade anual limitada deste resíduo na produção e processamento do arroz, o estudo técnico-económico foi elaborado com base nos seguintes cenários:

- ✓ Cenário 0 – A quantidade total de resíduos de plástico, gerados na colheita de arroz em Portugal (342 t.ano^{-1}), representa 70% da matéria-prima utilizada na unidade de co-pirólise, ao longo de um ano.
- ✓ Cenário 1 – Admitiu-se, num cenário alternativo, que cerca de $1\,000 \text{ t.ano}^{-1}$ de plástico poderão estar disponíveis, caso se considere a recolha de resíduos de plástico de outras origens agrícolas para além do setor do arroz, como por exemplo hortícolas, frutícolas e viticultura.
- ✓ Cenário 2 – Finalmente, admitiu-se que todo o plástico do fluxo agrícola, originado anualmente em Portugal, estaria disponível para ser submetido a co-pirólise ($4\,872 \text{ t.ano}^{-1}$) [34].

Foram escolhidos cenários alternativos ao cenário 0 uma vez que este cenário de base seria certamente inviável, devido (i) à reduzida quantidade de resíduos de plástico disponível anualmente a partir do setor do arroz e (ii) à elevada percentagem necessária para se obter um rendimento elevado da fração líquida [9].

Em todos os cenários, as análises foram realizadas para as duas hipóteses seguintes de destino do bio-óleo: (i) venda para uma refinaria e (ii) combustão na central de co-pirólise para geração de energia elétrica.

As condições de referência utilizadas para se efetuar o cálculo de *CTI*, *CTO* e *VAL*, para cada um dos destinos do bio-óleo, são apresentadas na Tabela 4.3.

Tabela 4.3 Dados de referência da central de co-pirólise

Dados fixos	Valor
Horas de operação da central, <i>OH</i> (h.ano ⁻¹)	8 000
LHV bio-óleo (kJ.kg ⁻¹)	39 500
LHV diesel (kJ.kg ⁻¹) [31]	42 900
LHV combustível que entra ao gerador (kJ.kg ⁻¹)	39 755
Ordenado médio por empregado, <i>Cp</i> (€.ano ⁻¹)	14 300
Número total anual de empregados, <i>n</i>	12
Tarifário de venda de energia, <i>EP</i> (€.MWh ⁻¹)	97,29
Tarifário de venda do bio-óleo (€.lts ⁻¹)	0,3
Distancia entre a central e a petroquímica (km)	186
Percentagem de financiamento	80%*CTI
Taxa de juro anual (%)	1%
Período do empréstimo (anos)	20
IRC (%)	20
Taxa de atualização, <i>i</i> (%)	9
Horizonte do projeto, <i>N</i> (anos)	20

- Estudo técnico-económico tendo por base a geração de energia elétrica a partir do bio-óleo produzido

Na presente secção são apresentados os resultados obtidos para os diferentes cenários mencionados anteriormente, no que se refere à venda de energia elétrica gerada pelo bio-óleo produzido no processo de co-pirólise.

A equação (4.5) foi obtida a partir da Figura 4.14, na qual se apresenta o comportamento do *CTI* calculado para os três cenários de disponibilidade de resíduos de plástico:

$$CTI = 23\,570 * PI^{0,6574} \quad (4.5)$$

onde,

CTI = Capital total de investimento (€)

PI = Quantidade de plástico disponível (t.ano⁻¹).

Esta equação permite calcular qual será o *CTI* necessário para a instalação duma central de co-pirólise com as características específicas da matéria-prima estudada.

Do mesmo modo foi estabelecida uma equação que permite obter o valor do *CTO* para uma quantidade de *PI* disponível (equação (4.6)). Na Figura 4.15 demonstra-se que o comportamento do *CTO* é diretamente proporcional à quantidade de matéria-prima introduzida no sistema.

$$CTO = 142,49 * PI + 212\,297 \quad (4.6)$$

onde,

CTO = Custos totais de operação (€);

PI = Quantidade de plástico disponível ($t.ano^{-1}$).

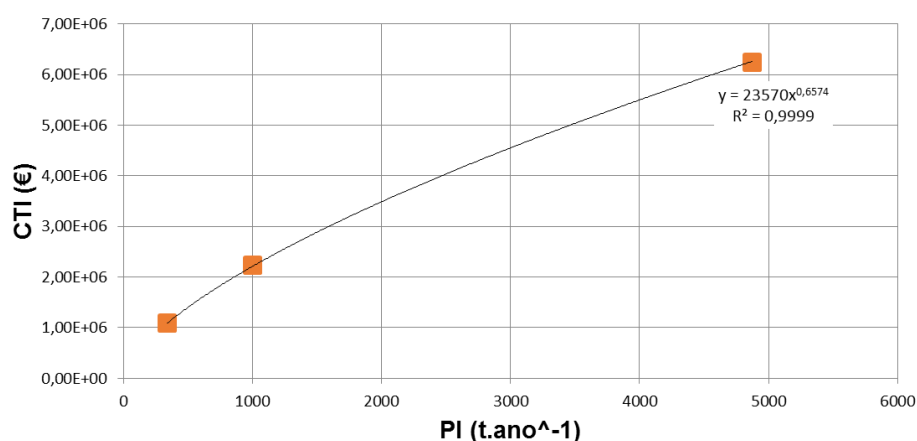


Figura 4.14 Capital total investido (CTI) em função da quantidade de plástico disponível (PI), relativamente ao cenário geração de energia elétrica

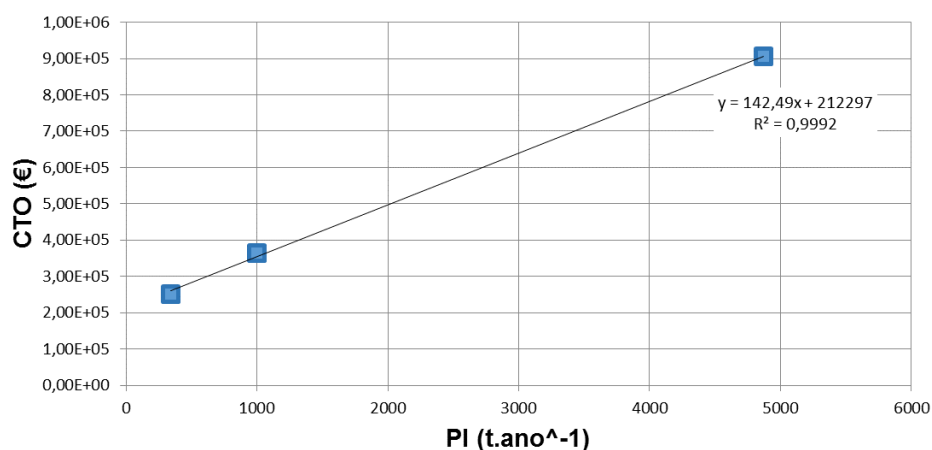


Figura 4.15 Custos totais de operação (CTI) em função da quantidade de plástico disponível (PI), relativamente ao cenário geração de energia elétrica

No que concerne ao VAL (Figura 4.16) conclui-se que o projeto só é rentável para uma disponibilidade de $4\,872\, t.ano^{-1}$ de PI, o que obrigaria à instalação de um sistema de recolha e transporte de todos os resíduos de plásticos agrícolas produzidos em Portugal continental. Nesta situação obtém-se um PR do capital investido de 2 anos para as condições financeiras descritas na Tabela 4.3. É importante referir que as potências que poderão ser instaladas para estas três hipóteses estudadas são muito reduzidas, sendo de 0,2 MW para o cenário 0 ($PI = 342\, t.ano^{-1}$), 0,56

MW para o cenário 1 ($PI = 1\,000\text{ t.ano}^{-1}$) e 2,83 MW para o aproveitamento de todo o PI proveniente do fluxo agrícola português (cenário 2) ($PI = 4\,872\text{ t.ano}^{-1}$).

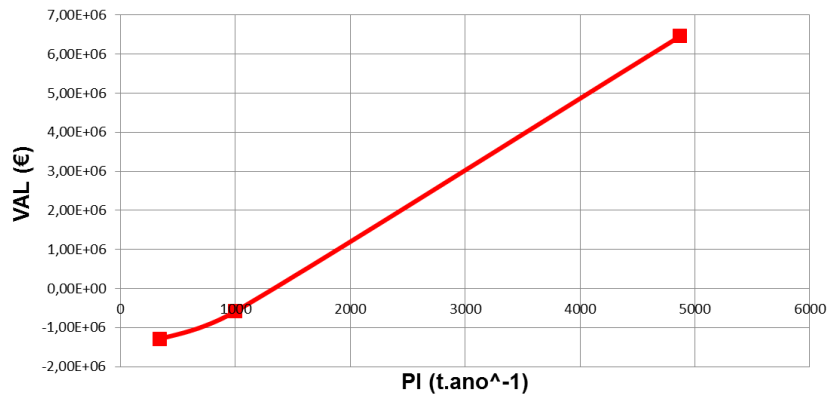


Figura 4.16 Valor atualizado líquido (VAL) em função da quantidade de plástico disponível (PI), relativamente ao cenário geração de energia elétrica

- Estudo técnico-económico tendo por base a venda do bio-óleo produzido

Outra das hipóteses estudada no presente trabalho foi a venda do bio-óleo produzido à indústria petroquímica instalada em Portugal. Para o presente caso foi considerada uma tarifa de venda do bio-óleo de $0,3\text{ €}\cdot\text{L}^{-1}$, a qual foi calculada como 75% do preço médio do barril de petróleo no ano 2015, 61,6 USD [35]. O menor valor do bio-óleo face ao crude reflete o menor valor de LHV do bio-óleo.

As Figura 4.17-Figura 4.19 apresentam os comportamentos dos indicadores económicos considerados no presente trabalho (CTI, CTO e VAL). Estes resultados permitem concluir que o cenário 2 apresenta o mesmo comportamento que no estudo técnico-económico para a produção de energia: o VAL é positivo, embora seja inferior em 88,9% ao VAL do cenário 1 de venda de energia elétrica.

As equações (4.7) e (4.8) permitem determinar o valor dos parâmetros CTO e CTI para uma unidade de co-pirólise com as condições iniciais consideradas na presente dissertação:

$$CTI = 36\,205 * PI^{0,5313} \quad (4.7)$$

$$CTO = 189,18 * PI + 206\,761 \quad (4.8)$$

onde,

CTI = Capital total de investimento (€);

CTO = Custos totais de operação (€);

PI = Quantidade de plástico disponível (t.ano^{-1}).

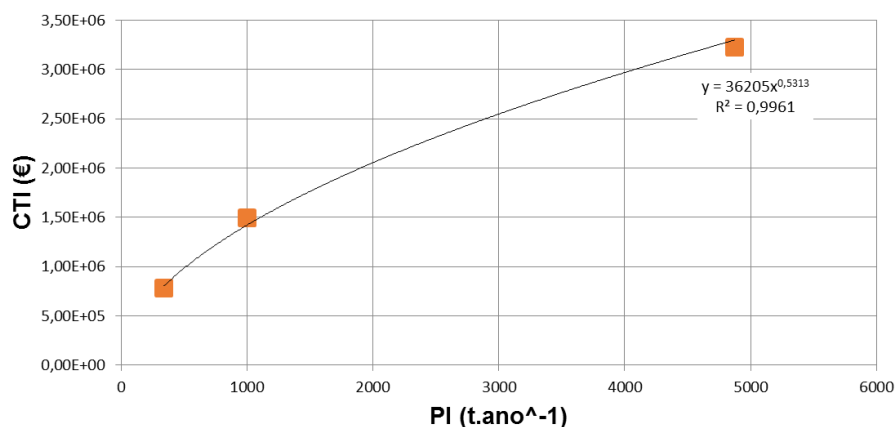


Figura 4.17 Capital total investido (CTI) em função da quantidade de plástico disponível (PI), relativamente ao cenário venda do bio-óleo

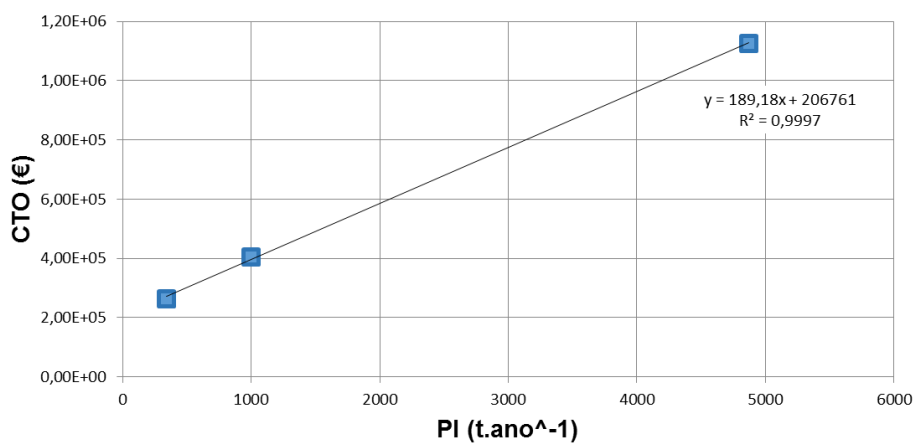


Figura 4.18 Custos totais de operação (CTI) em função da quantidade de plástico disponível (PI), relativamente ao cenário venda do bio-óleo

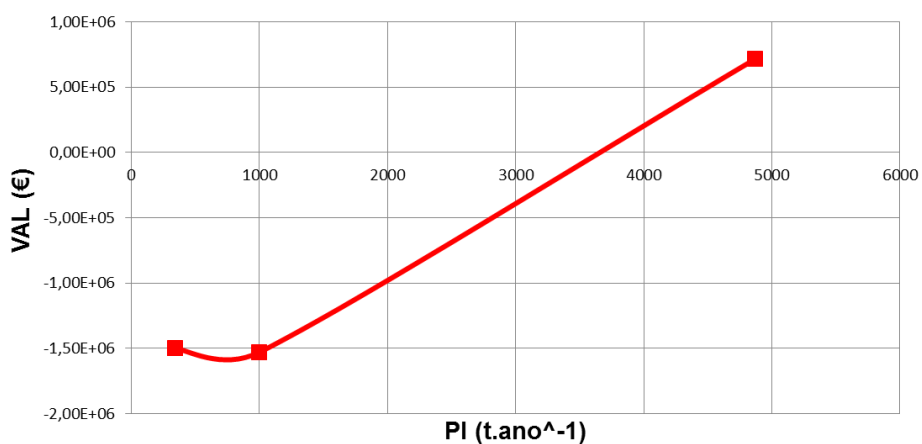


Figura 4.19 Valor atualizado líquido (VAL) em função da quantidade de plástico disponível (PI), relativamente ao cenário venda do bio-óleo

No que se refere à quantidade de bio-óleo que poderá ser produzido nos três cenários considerados, ela atinge os seguintes valores:

- Cenário 0 – 2 120 barris de petróleo;
- Cenário 1 – 6 200 barris de petróleo;
- Cenário 2 – 30 200 barris de petróleo, o qual corresponde ao melhor cenário sob o ponto de vista económico.

5. Conclusões e recomendações

Na presente dissertação foi avaliada a viabilidade técnico-económica da instalação de uma central de processamento dos resíduos originados na cultura e processamento de arroz em Portugal. Especificamente, foram estudadas as tecnologias de co-gasificação e co-pirólise de CA, PA e PI, por serem duas das tecnologias mais analisadas para estes tipos de resíduos.

Foi escolhido o local de construção da central, tendo como fatores fundamentais para a decisão (i) a proximidade à origem das matérias-primas, (ii) a proximidade dos possíveis clientes dos produtos finais, (iii) o clima apropriado para o funcionamento da central, (iv) a facilidade de transporte das matérias-primas e dos produtos e (v) a existência de infraestruturas fundamentais, como por exemplo uma rede de abastecimento de água. O CIRVER do concelho de Chamusca foi selecionado como local de instalação, uma vez que cumpre a totalidade dos requisitos necessários para a construção da central. É importante acrescentar que ao se optar pela implantação da central numa zona industrial já infraestruturada, os custos com a nivelção do terreno e construção de vias diminuem significativamente.

Procedeu-se à seleção dos tipos de reatores para a realização do processo termo-químico. No caso da co-gasificação, a tecnologia eleita foi a do leito fluidizado burbulhante, por apresentar as melhores características técnico-económicas. Relativamente ao processo de co-pirólise, foi selecionado o reator de leito fluidizado já que apresenta o melhor rendimento de conversão de matérias-primas de origem agrícola em bio-óleo.

Da análise efetuada obtiveram-se resultados pouco positivos para a tecnologia de co-gasificação; o VAL apresentou-se altamente negativo para todas as potências elétricas que podem ser atingidas com as matérias-primas disponíveis da cultura e processamento do arroz em Portugal (cenário 0). Foi possível estabelecer-se uma série de equações que permitem obter os parâmetros económicos CTI e CTO para uma potência desejada, sem ser necessário aplicar-se todo o método de análise técnico-económica utilizado na presente dissertação. Isto permitirá reduzir o tempo de análise em estudos futuros.

Foram identificados parâmetros-chave que influenciam diretamente os parâmetros económicos, nomeadamente (i) o LHV da matéria-prima, (ii) a tarifa de transporte da CA e (iii) a tarifa de venda da energia elétrica produzida na central. Realizou-se uma análise do efeito de cada um destes parâmetros na viabilidade da central de co-gasificação e os resultados obtidos não diferiram dos alcançados para o cenário de referência (cenário 0); o VAL foi sempre negativo, indicando a não viabilidade do projeto. No entanto, foi analisado um caso ideal no qual se utilizaram os valores ótimos

dos parâmetros técnico-económicos, nomeadamente: $LHV = 22\,700\text{ kJ.kg}^{-1}$, $TB = 30\text{ €}.\text{t}^{-1}$ e $EP = 97,29\text{ €}.\text{MW}^{-1}$. Para este cenário ideal obtiveram-se VAL positivos para potências iguais ou superiores a 20 MW, com um PR entre 10 e 17 anos. Contudo para atingir estes valores é necessária uma quantidade extra de matéria-prima de $4\,300\text{ t.ano}^{-1}$ à existente em biomassa e de $18\,000\text{ t.ano}^{-1}$ da existente em plástico, o que obriga à procura de fontes adicionais de resíduos.

Relativamente à tecnologia de pirólise, foram estudados três cenários nos quais se fez variar a quantidade de resíduos de plásticos provenientes da cultura e processamento de arroz em Portugal. Consideraram-se também dois destinos finais para o bio-óleo produzido: (i) produção de energia elétrica por combustão do bio-óleo num sistema de ciclo combinado e (ii) venda direta para uma refinaria.

Considerando a disponibilidade de 342 t.ano^{-1} de PI (cenário 0), tanto a venda de energia elétrica como a venda direta do bio-óleo são economicamente inviáveis, já que se obtêm VAL iguais a $-1,294,888\text{ €}$, para o caso de geração de energia, e $-1,499,282\text{ €}$, para a venda do bio-óleo. Esta situação é causada pela reduzida quantidade de resíduos de plástico, o que gera um CTI muito elevado para a pequena quantidade de produto vendido (energia ou bio-óleo).

A central de co-pirólise foi posteriormente avaliada no que diz respeito à uma potencial variação da quantidade de plásticos disponíveis. Se se considerar a quantidade total de plásticos disponíveis em Portugal, proveniente do fluxo agrícola ($4\,872\text{ t.ano}^{-1}$), o projeto torna-se economicamente viável para as duas soluções propostas para o produto final: geração de energia e venda do bio-óleo. Nesta situação serão gerados $22,7\text{ GWh.ano}^{-1}$ ou o equivalente em bio-óleo a 30 203 barris de petróleo. O destino final do bio-óleo que origina uma TIR maior é a geração de energia, com 69%, enquanto a venda de bio-óleo possui uma TIR de 23,5%. O PR é de 2 anos para a geração de energia elétrica e de 6 anos para a venda direta do bio-óleo.

Conclui-se que a tecnologia de co-pirólise é a mais indicada, especialmente no que diz respeito à geração de energia elétrica, para a valorização dos resíduos originados no setor do arroz em Portugal, já que os indicadores económicos calculados demonstram uma melhor viabilidade do projeto.

No entanto, é necessário estudar-se, em trabalhos futuros, a possibilidade da execução logística de um sistema de recolha e transporte de $4\,872\text{ t.ano}^{-1}$ de resíduos plásticos provenientes do fluxo agrícola em Portugal, ou se eventualmente será mais viável a recolha e processamento de outros resíduos (agrícolas, agro-alimentares e eventualmente urbanos) que são produzidos nas proximidades do local de instalação da central. Por outro lado, é também importante avaliar-se se as instalações do CIRVER da Chamusca apresetam efetivamente a capacidade de receber a instalação de uma central de co-pirólise para a produção de $22,7\text{ GWh.ano}^{-1}$ de energia elétrica (2,8 MW instalados).

Referências bibliográficas

- [1] DGEG. Renováveis. Estatísticas rápidas nº 124. Fevereiro do 2015
- [2] Gonçalves M. (2013). Mestrado em Energia e Bio-Energia (2º Ciclo), 1ª aula teórica. Universidade Nova de Lisboa.
- [3] Lim J., Manan Z., Wan Alwi S., Hashim H. (2012). A review on utilisation of biomass from rice industry as a source of renewable energy. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 16, 3084 – 3094.
- [4] National Geographic, What the World eats. <http://www.nationalgeographic.com/what-the-world-eats/>, consultado no 03 de Fevereiro do 2015.
- [5] Heo H., Park H., Dong J., Park S., Kim S., Suh D., Suh Y., Kim S., Park Y. (2010). Fast pyrolysis of rice husk under different reaction conditions. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 16, 27 – 31.
- [6] Zheng Ji-lu. (2007). Bio-oil from fast pyrolysis of rice husk: Yields and related properties and improvement of the pyrolysis system. *J. Anal. Appl. Pyrolysis*, 80, 30 – 35.
- [7] Bridgwater A., Peacocke G. (2000). Fast pyrolysis processes for biomass. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 4, 1 – 73.
- [8] Carvalho C. (2014). Barreiras e oportunidades técnico-económicas à valorização dos resíduos da produção e processamento do arroz. Dissertação de Mestrado, Faculdade de Ciências e Tecnologia, Universidade Nova de Lisboa, 115 pp.
- [9] Costa P., Pinto F., Miranda M., André R., Rodrigues M. (2014). Study of the experimental conditions of the co-pyrolysis of rice husk and plastic wastes. *Chemical engineering transactions*, 39, 1639 – 1644.
- [10] André R., Pinto F., Miranda M., Carolino C., Costa P. (2014). Co-Gasification of rice production wastes. *Chemical engineering transactions*, 39, 1633 – 1638.
- [11] Al-Salem S., Lettieri P. (2010). Kinetic study of high density polyethylene (HDPE) pyrolysis. *Chemical engineering research and design*, 88, 1599 – 1606.
- [12] Bridgwater A., Meier D., Radlein D. (1999). An overview of fast pyrolysis of biomass. *Organic Geochemistry*, 30, 1479 – 1493.
- [13] Tiilikkala K., Fagernäs L., Tiilikkala J. (2010). History and use of wood pyrolysis liquids as biocide and plant protection product. *The Open Agriculture Journal*, 4, 111 – 118.

- [14] Fogler H., Gurmen M. (2008). Elements of chemical reaction engineering. 3rd edition. Chapter 12.3, Fluidized-Bed Reactors.
- [15] Kunii D., Levenspiel O. (1997). Circulating fluidized-bed reactors. *Chemical Engineering Science*, 52, 2471 – 2482.
- [16] Bramer E., Brem G. (2002). A new technology for fast pyrolysis of biomass, development of the PyRos reactor. Pyrolysis and gasification of biomass and waste: proceedings of an expert meeting, Stasbourg, France, 30 September - 1 October, 63 – 73.
- [17] Janse A., Jong X., Prins W., van Swaaij W. (1999). Heat transfer coefficients in the rotating cone reactor. *Powder Technology*, 106, 168 – 175.
- [19] McKendry P. (2002). Energy production from biomass (part 3): gasification technologies. *Bioresource Technology*, 83, 55 – 63.
- [20] Belgiorio V., Feo G., Della Rocca C., Napoli R. (2003). Energy from gasification of solid wastes. *Waste Management*, 23, 1 – 15.
- [21] Sousa J. (2013) Mestrado em Energias Renováveis (MERCEUS), Avaliação económica de projectos de energias renováveis. Universidade Nova de Lisboa.
- [22] Camus C. (2014) Mestrado em Energias Renováveis (MERCEUS). Economia das energias renováveis. Universidade Nova de Lisboa.
- [23] Peters M., Tinmerhaus K. (1980). Plant design and economics for chemical engineers. 3rd edition, *McGraw-Hill*, Singapore, 910 pp.
- [24] Agência Portuguesa do Ambiente. CIRVER. <http://www.apambiente.pt>, consultado no 5 de Julho do 2015.
- [25] IPMA. Estatísticas climatológicas. <https://www.ipma.pt/pt/oclima/normais.clima/1981-2010/018/>, consultado no 20 de Julho do 2015.
- [26] Informação sobre a Rede Elétrica Nacional (REN). <http://www.ren.pt/>, consultado no 20 de Julho do 2015.
- [27] Bridgwater A. (2012). Review of fast pyrolysis of biomass and product upgrading. *Biomass and Bioenergy*, 38, 68 – 94.
- [28] Kaminsky W., Predel M., Sadiki A. (2004). Feedstock recycling of polymers by pyrolysis in a fluidised bed. *Polymer Degradation and Stability*, 85, 1045 – 1050.
- [29] Pugsley T., Patience G., Bermti F., Chaoukif J. (1992). Modeling the Catalytic Oxidation of n-Butane to Maleic Anhydride in a Circulating Fluidized Bed Reactor. *Ind. Eng. Chem. Res*, 31, 2652 – 2660.
- [30] Caputo A., Palumbo M., Pelagagge P., Scacchia F. (2005). Economics of biomass energy utilization in combustion and gasification plants: effects of logistic variables. *Biomass and Bioenergy*, 28, 35 – 51.

- [31] Bridgwater A., Toft A., Brammer J. (2002). A techno-economic comparison of power production by biomass fast pyrolysis with gasification and combustion. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 6, 181 – 248.
- [32] Lora E., Nascimento M. (2004). Geração termelétrica planejamento, projeto e operação. Volume 2, Editora Interciência, Rio de Janeiro, 1265 pp.
- [33] OMIE. Estatísticas da tarifa elétrica para o ano 2015. <http://www.omie.es/files/flash/ResultadosMercado.swf>, consultado no 29 de Julho do 2015.
- [34] Santos D. (2014). Valorização de resíduos de embalagens de plástico de origem agrícola por pirólise. Dissertação de Mestrado, Faculdade de Ciências e Tecnologia, Universidade Nova de Lisboa, 79 pp.
- [35] Website <http://br.investing.com/commodities/brent-oil-historical-data>, consultado no dia 30 de Julho do 2015.